



Marina Fernandes Duarte

Licenciatura em Ciências de Engenharia Química e Bioquímica

Estudo da Projeção de Uma Unidade de Isomerização de Nafta Química Leve

Dissertação para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Química e Bioquímica

Orientador: Eng.^a Maria do Céu Barros, Chefe da Equipa de Tecnologia, Refinaria de Matosinhos

Co-orientador: Professor Mário Fernando José Eusébio, Professor Auxiliar, FCT-UNL

Júri:

Presidente: Professora Doutora Susana Filipe Barreiros, FCT-UNL

Arguente: Engenheiro José Soares Mota, Galp Energia

Vogal: Professor Mário Fernando José Eusébio, FCT-UNL



FACULDADE DE
CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
UNIVERSIDADE NOVA DE LISBOA

Setembro, 2016

Estudo da Projeção de Uma Unidade de Isomerização de Nafta Química Leve

Dissertação para obtenção do Grau de Mestre
em Engenharia Química e Bioquímica

Orientador: Eng.^a Maria do Céu Barros, Chefe da Equipa de Tecnologia, Refinaria de Matosinhos

Co-orientador: Professor Mário Fernando José Eusébio, Professor Auxiliar, FCT-UNL

Setembro, 2016

Estudo da Projeção de Uma Unidade de Isomerização de Nafta Química Leve

Copyright © Marina Fernandes Duarte, Faculdade de Ciências e Tecnologia, Universidade Nova de Lisboa.

A Faculdade de Ciências e Tecnologia e a Universidade Nova de Lisboa têm o direito, perpétuo e sem limites geográficos, de arquivar e publicar esta dissertação através de exemplares impressos reproduzidos em papel ou de forma digital, ou por qualquer outro meio conhecido ou que venha a ser inventado, e de a divulgar através de repositórios científicos e de admitir a sua cópia e distribuição com objetivos educacionais ou de investigação, não comerciais, desde que seja dado crédito ao autor e editor.

*“A vida não exige que sejamos os melhores,
mas sim que tentemos sempre o nosso melhor.”*

Brown, H. Jackson

Agradecimentos

Esta marcante etapa do meu percurso académico, da qual guardo muitos bons momentos, foi possível com o apoio de certas pessoas que me ajudaram a superar todos os obstáculos que se colocaram no meu caminho. A elas gostaria de expressar a minha profunda gratidão.

Em primeiro lugar, gostaria de agradecer à Galp Energia, em particular à Refinaria de Matosinhos, pela simpatia e espírito de entreajuda.

Ao professor José Paulo Mota, pelo grande voto de confiança, pela sua maravilhosa orientação e pelo seu apoio incondicional durante todo o estágio.

Ao Engenheiro José Soares Mota, por ter tornado este estágio possível, pela sua paciência, simpatia, disponibilidade e pelas dicas que me ajudaram bastante na realização desta dissertação.

À minha orientadora, Engenheira Maria do Céu Barros, pela sua sinceridade, simpatia e compreensão, que sempre me deu ânimo e que me fez sentir em casa.

Ao Engenheiro Carlos Mouta Reis, que esteve sempre disposto em ajudar-me no que precisasse, mostrando-se incansável.

Ao Engenheiro Mauro Teixeira, pelos momentos de descontração que me proporcionou ao longo deste estágio, pela sua amizade, disponibilidade e interesse em ajudar no que fosse necessário.

Ao professor Mário Eusébio, pelos conhecimentos transmitidos nas cadeiras de Projeto I e II que muito me ajudaram nesta dissertação, pela sua atenção e pelo seu sentido crítico que me permitiram melhorar.

Aos meus colegas de curso, que me ampararam quando necessário e que me ajudaram a atingir as metas a que me propunha.

Ao Luís Colmonero, meu amigo, companheiro e confidente, que se tornou num dos meus maiores pilares nesta fase da minha vida.

Aos meus pais, por acreditarem em mim, e por todo o esforço e dedicação, que me permitiu chegar até aqui e que me tornaram numa pessoa mais confiante.

Ao meu irmão, que estes últimos anos tem também desempenhado o papel de amigo, colega de faculdade e companheiro de estudo.

Por último e não menos importante, gostaria de agradecer aos restantes membros que fazem parte desta equipa excecional da Tecnologia da Refinaria de Matosinhos, à Andreia Costa, ao Bruno Gonçalves, ao Fernando Borges e ao António Vasconcelos, que me fizeram sentir como um verdadeiro membro desta equipa.

A todos, muito obrigado!

Resumo

Atualmente o mercado de combustíveis é altamente competitivo e exigente, devido à limitação gradual que se tem efetuado da quantidade de certos compostos, por motivos de saúde e ambientais, como é o caso dos aromáticos.

A inexistência dos compostos aromáticos nos combustíveis veio a pôr em causa a potencialidade dos mesmos, como por exemplo o benzeno, que é um composto que tem vindo a ser reduzido mas que, em contrapartida, é dos compostos com maior RON.

Assim sendo as refinarias são obrigadas a procurar soluções que visem o cumprimento destes limites sem pôr em causa a qualidade dos combustíveis.

Para tal, foram desenvolvidas várias unidades de isomerização, utilizados novos aditivos, entre outras técnicas que ajudam no contorno da problemática, como é o caso do craqueamento catalítico e alquilação.

Esta dissertação teve como objetivo a projeção de duas unidades de isomerização em *Aspen-Plus*, com alimentações distintas, seguindo-se um estudo económico para avaliação da viabilidade de ambos os casos.

O caso de estudo 1 consistiu na projeção de uma unidade com uma capacidade de 90,4 Kton/ano, alimentada unicamente por nafta química leve proveniente da unidade de dessulfuração de gasolina.

No segundo caso foi somado refinado à alimentação do primeiro caso, proveniente da unidade 200, projetando-se uma unidade de isomerização com uma capacidade produtiva de 272,62 Kton/ano.

Dado que ambas as naftas são compostas por 50% de hidrocarbonetos C_5 e por sensivelmente 50% de hidrocarbonetos C_6 , foi escolhida a tecnologia Penex-DIP/DP/DIH da UOP, líder no Mercado.

Para a execução da análise económica foram suprimidos vários custos, devido ao facto de se estar a aproveitar o terreno e equipamentos de unidades inativas e ao facto de esta ser uma refinaria já funcional, capaz de fornecer todos os recursos necessários atempadamente.

Estudada a viabilidade de ambos os projetos, chegou-se à conclusão de que eram altamente promissores, com uma taxa de ocupação mínima de 30% e 18%, e com uma TIR de 56% e 79%, para os casos I e II, respetivamente.

Palavras-chave: Isomerização, Nafta química, Penex

Abstract

Actually, the oil market, which is known as an highly competitive and exigent market, had gradually limited the quantity of certain compounds due to environmental and health reasons, like aromatic compounds.

The supression of these compounds, like benzene, reduce significantly the potencial of the gasoline. For example, benzene is one of the compounds that has been reduced, despite of the fact that is one of the compounds present in gasoline with higher RON.

To face this situation, the refinaries are obligated to find new solutions that can solve this problem, which is the compliance of certain compound limits without affecting the quality of their gasolines.

Today we can find many ways to contorn this problem, like the projection of isomerization units, the use of new additives or other solutions like catalytic Cracking and alkylation.

This dissertation had the objective to project two isomerization units in Aspen-Plus, with different feeding followed by an economical analysis to evaluate the potencial of both cases.

The first study case consist in a projection of an isomerization unit with a maximum production capacity of 90,4 kTon/y, feeded exclusively by light straight run naphta, LSRN, from the unit responsible by gasoline dessulfuration.

In the second case we added the raffinate extracted in unit 200 to the LSRN used in the first one, which totals 272,62 Kton/y.

Since the feed of both units are composed 50% by C₅ hydrocarbons and nearly 50% by C₆ hydrocarbons, the tecnology choosed was the Penex-DIP/DP/DIH technology from UOP, the world licensor lider.

For an economical analysis it was established that some costs should be deleted due to the fact that the choosen project unit will be integrated in a functional refinery, capable to provide all the resources needed on time.

The results of the economical analysis made to both cases shows that both are highly promissing, with a minimum occupancy rate of 30% and 18% and with an internal rate of return of 56% and 79%, respectively.

Key-words: Isomerization, Light Straight Run Naphta, Penex

Índice

Agradecimentos.....	vii
Resumo	ix
Abstract	xi
Índice de Tabelas	xvii
Glossário	xxv
1. Introdução.....	1
1.1. História da Galp Energia	1
1.2. Refinaria de Matosinhos.....	1
1.3. Contextualização e Apresentação da Problemática	3
1.4. Estrutura do Projeto.....	6
2. Enquadramento Teórico.....	7
2.1. Isomerização da Nafta Química	7
3. Análise de Mercado.....	11
3.1. Processos de Isomerização	11
3.1.1. Identificação dos Licenciadores	14
3.1.2. Escolha da Tecnologia e do Catalisador.....	16
4. Simulação do Caso de Estudo em ASPEN PLUS	21
4.1. Escolha do Método.....	21
4.2. Definição da Alimentação.....	21
4.2.1. Definição da Alimentação - Caso de Estudo I.....	21
4.2.2. Definição da Alimentação - Caso de Estudo II.....	24
4.3. Restrições e Pressupostos ao Problema	26
4.4. Descrição Detalhada do Processo	28
Secção 100.....	28
Secção 200.....	29
Secção 300.....	30
Secção 400.....	30
Secção 500.....	31
Secção 600.....	33
Secção 700.....	33
Secção 800.....	35
Secção 900.....	36
5. Balanço Global do Processo	37
5.1. Balanço Global do Processo – Caso de Estudo 1	37
5.1.1. Balanço de Massa Global	37
5.1.2. Consumo de Utilidades	38

5.2. Balanço Global do Processo- Caso de Estudo 2	38
5.2.1. Balanço de Massa Global	38
5.2.2. Consumo de Utilidades	39
6. Dimensionamento dos Equipamentos	41
6.1. Colunas de Adsorção	41
6.2. Reatores	43
6.3. Colunas de Destilação	45
6.4. Acumuladores.....	50
6.5. Permutadores	52
6.6. Revaporizador	66
6.7. Kettles.....	68
6.8. Aero-Arrefecedor	72
6.9. Aquecedor Elétrico	76
6.10. Coluna de Lavagem a Soda Cáustica.....	76
6.11. Bombas e Tubagens	76
6.12. Compressores	82
7. Comparação dos Equipamentos	87
7.1. Critérios de Seleção	87
7.1.1. Acumuladores.....	87
7.1.2. Colunas	88
7.1.3. Reatores	89
7.1.4. Permutadores	89
7.1.6. Aero-Arrefecedores	111
8. Análise Económica	113
8.1. Investimento	114
8.1.1. Investimento Fixo	114
8.1.2. Capital Circulante	115
8.1.3. Juros Intercalares	116
8.2. Custo de Produção.....	119
8.3. Conta de Exploração.....	119
8.4. Cash-Flow	120
8.6. Ponto Crítico.....	126
8.7. Rácios de Rentabilidade	127
9. Discussão de Resultados	129
10. Conclusão.....	137
11. Sugestões.....	139
Bibliografia.....	141
Anexo I	143

Anexo II	145
Simulação de Reatores em Aspen Plus.....	146
Simulação de Colunas de Destilação em Aspen Plus	148
Simulação de Permutadores em Aspen Plus.....	150
Anexo III	154
Caso de Estudo I	154
Caso de Estudo II.....	162
Anexo IV	170
Caso de Estudo I	170
Caso de Estudo II.....	228
Anexo V	288
Anexo VI	290
Anexo VII	291
Caso de Estudo II.....	294
Anexo VIII	297
Acumuladores.....	297
Colunas	298
Permutadores	300
Anexo IX	302
Anexo X	303
Anexo XI	311
Caso de Estudo I.....	311
Caso de Estudo II.....	312
Anexo XII	313
Anexo XIII	321
Caso de Estudo I.....	321
Anexo XIV.....	327

Índice de Tabelas

Tabela 1 – Unidades da Linha I da FCO.....	2
Tabela 2 - Unidades da Linha II da FCO	2
Tabela 3 - Unidades da FAR.....	2
Tabela 4 - RON de Hidrocarbonetos comumente presentes na nafta química [5].....	7
Tabela 5 - Continuação da Tabela anterior.....	8
Tabela 6 - Características dos catalisadores utilizados para efeitos de isomerização. [7].....	9
Tabela 7 - Listagem das Fábricas com unidades de isomerização com licença da JSC, localização, capacidade, data de início de atividade e de fecho de atividade [12].....	15
Tabela 8 - Comparações de Performances das tecnologias da UOP, Axens, CKS e JSC "NPP Neftehim", para uma alimentação com um RON entre 70 a 73 [10].....	19
Tabela 9 - Impurezas-Extra Admitidas na Simulação de acordo com o Estudo feito pelo IFP em 1999.....	22
Tabela 10 - Alimentação de Hidrogénio e Nafta consideradas para o primeiro caso de estudo	23
Tabela 11 - Condições Operatórias das utilidades utilizadas para o dimensionamento dos permutadores da unidade projetada.	26
Tabela 12 - Reações consideradas em cada reator na simulação feita pelo Aspen Plus [6].....	27
Tabela 13 - Reações ocorridas na Coluna de Lavagem a Soda Cáustica [6]	27
Tabela 14 - Percentagens das conversões que ocorrem entre hidrocarbonetos C7. [14]	27
Tabela 15 - Balanço de Massa Global- Caso de Estudo 1	37
Tabela 16 - Consumo de Utilidades - Caso de Estudo 1	38
Tabela 17 - Balanço de Massa Global - Caso de Estudo 2	38
Tabela 18 - Consumo de Utilidades - Caso de Estudo 2.....	39
Tabela 19 - Características dos Adsorventes [19]	42
Tabela 20 - Resultados do Dimensionamento das Colunas de Secagem para ambos os casos de estudo.....	43
Tabela 21 - Características do Catalisador H-18 para efeitos de dimensionamento do Reator R-701 [20].....	44
Tabela 22 – Características do Catalisador I-84 para efeitos de dimensionamento dos Reatores R-702 A e B [14,19].....	44
Tabela 23 - Dados e Resultados do Dimensionamento dos Reatores para ambos os casos de estudo.....	45
Tabela 24 - Dimensões dos pratos de perfuração simples escolhidos [14]	46
Tabela 25 - Resultados do Dimensionamento das Colunas de Destilação presentes no Caso de Estudo I	49
Tabela 26 - Resultados do Dimensionamento das Colunas de Destilação presentes no Caso de Estudo II	49
Tabela 27 - Dados e Resultados dos Acumuladores – Caso de Estudo I.....	51
Tabela 28 - Dados para Efeitos de Cálculo dos Acumuladores e Respetivos Resultados para o Caso de Estudo II	51
Tabela 29 - Intervalos ideais das velocidades de passagem nos tubos e na carcaça dos permutadores para efeitos de dimensionamento [22].....	52
Tabela 30 - Coeficientes de Transferência de Calor Admitidos.....	53
Tabela 31 - Determinação da área de transferência necessária para o permutador de troca de calor entre correntes LSRN (Tecnologia Pinch) - Caso de Estudo I.....	53
Tabela 32 - Determinação da área de transferência de calor necessária para os permutadores a vapor – Caso de Estudo I.....	54
Tabela 33 - Determinação da área de transferência de calor necessária para os condensadores - Caso de Estudo I.....	54

Tabela 34 - Determinação da área de transferência necessária para o permutador de troca de calor entre correntes LSRN (Tecnologia Pinch) - Caso de Estudo II.....	54
Tabela 35 - Determinação da área de transferência de calor necessária para os permutadores a vapor – Caso de Estudo II.....	54
Tabela 36 - Determinação da área de transferência de calor necessária para os condensadores - Caso de Estudo II.....	54
Tabela 37 - Resultados do Dimensionamento do Permutador de Tecnologia Pinch - Caso de Estudo I	58
Tabela 38 - Resultados do Dimensionamento dos Permutadores a Vapor - Caso de Estudo I.....	59
Tabela 39 - Resultados do Dimensionamento dos Condensadores - Caso de Estudo I.....	60
Tabela 40 - Continuação da Tabela anterior.....	61
Tabela 41 - Resultados do Dimensionamento do Permutador com Tecnologia Pinch - Caso de Estudo II	62
Tabela 42 - Resultados do Dimensionamento dos Permutadores a Vapor - Caso de Estudo II.....	63
Tabela 43 - Resultados do Dimensionamento dos Condensadores - Caso de Estudo II.....	64
Tabela 44 - Continuação da Tabela Anterior	65
Tabela 45 - Determinação da área de transferência necessária do revaporizador - Caso de Estudo I	66
Tabela 46 - Dimensionamento do Revaporizador - Caso de Estudo I.....	66
Tabela 47 - Determinação da área de transferência necessária do revaporizador - Caso de Estudo II	67
Tabela 48 - Resultados do Dimensionamento do Revaporizador - Caso de Estudo II	67
Tabela 49 - Determinação da área de transferência necessária dos Kettles - Caso de Estudo I	68
Tabela 50 - Resultados do Dimensionamento dos Kettles – Caso de Estudo I	68
Tabela 51 - Continuação da Tabela anterior.....	69
Tabela 52 - Determinação da área de transferência necessária dos Kettles - Caso de Estudo II	70
Tabela 53 - Resultados do Dimensionamento dos Kettles - Caso de Estudo II	70
Tabela 54 - Continuação da Tabela Anterior	71
Tabela 55 - Resultados do Dimensionamento dos Aero-arrefecedores	72
Tabela 56 - Continuação da Tabela anterior.....	73
Tabela 57 - Resultados do Dimensionamento dos Aero-Arrefecedores - Caso de Estudo II	74
Tabela 58 - Resultados do Dimensionamento das Bombas - Caso de Estudo I.....	80
Tabela 59 - Resultados do Dimensionamento das Bombas – Caso de Estudo II	81
Tabela 60 - Valores dos fatores n e k para os compressores de ambos os casos de estudo ...	84
Tabela 61 - Resultados do Dimensionamento dos Compressores- Caso de Estudo I.....	86
Tabela 62 - Resultados do Dimensionamento dos Compressores - Caso de Estudo II.....	86
Tabela 63 - Tabela de Compatibilidade dos Acumuladores projetados com os acumuladores existentes - Caso de Estudo I	88
Tabela 64 - Tabela de Compatibilidade dos Acumuladores projetados com os acumuladores existentes - Caso de Estudo II	88
Tabela 65 - Comparação dos Permutadores - Caso de Estudo I.....	90
Tabela 66 - Continuação da Tabela Anterior	91
Tabela 67 - Continuação da Tabela anterior.....	92
Tabela 68 - Continuação da Tabela anterior.....	93
Tabela 69 - Continuação da Tabela anterior.....	94
Tabela 70 - Continuação da Tabela anterior.....	95
Tabela 71 - Continuação da Tabela anterior.....	97
Tabela 72 - Continuação da Tabela anterior.....	98
Tabela 73 - Continuação da Tabela anterior.....	99
Tabela 74 - Continuação da Tabela anterior.....	101
Tabela 75 - Comparação dos permutadores - Caso de Estudo II	102

Tabela 76 - Continuação da Tabela anterior.....	103
Tabela 77 - Continuação da Tabela anterior.....	105
Tabela 78 - Continuação da Tabela anterior.....	106
Tabela 79 - Continuação da Tabela anterior.....	107
Tabela 80 - Continuação da Tabela anterior.....	108
Tabela 81 - Continuação da Tabela anterior.....	110
Tabela 82 - Comparação dos Aero-arrefecedores - Caso de Estudo I.....	111
Tabela 83 - Comparação dos Aero-arrefecedores - Caso de Estudo II.....	111
Tabela 84 – Preços considerados para efeitos de estudo.....	114
Tabela 85 - Estimativa dos Custos Diretos do Investimento Fixo.....	115
Tabela 86 - Estimativa dos Custos Indiretos do Investimento Fixo	115
Tabela 87 - Investimento - Caso de Estudo I.....	117
Tabela 88 - Investimento - Caso de Estudo II.....	118
Tabela 89 - Cash-Flow - Caso de Estudo I.....	121
Tabela 90 - Continuação da Tabela anterior.....	122
Tabela 91 - Cash-Flow – Caso de Estudo II	124
Tabela 92 - Continuação da Tabela anterior.....	125
Tabela 93 - Compatibilidade e Custo do Equipamento Base – Caso de Estudo I	291
Tabela 94 - Continuação da Tabela anterior.....	292
Tabela 95 - Continuação da Tabela anterior.....	293
Tabela 96 - Compatibilidade e Custo do Equipamento Base – Caso de Estudo II	294
Tabela 97 - Continuação da Tabela anterior.....	295
Tabela 98 - Continuação da Tabela anterior.....	296
Tabela 99 - Plano de Investimento para os primeiros dois anos – Caso de Estudo I	303
Tabela 100 - Plano de Investimento nos primeiros 2 anos - Caso de Estudo II.....	307
Tabela 101 - Continuação da Tabela anterior.....	308
Tabela 102 - Continuação da Tabela anterior.....	309
Tabela 103 - Continuação da Tabela anterior.....	310
Tabela 104 – Tabela de Amortizações - Caso de Estudo I	311
Tabela 105 - Continuação da Tabela anterior.....	311
Tabela 106 - Tabela de amortizações - Caso de Estudo II.....	312
Tabela 107 - Continuação da Tabela anterior.....	312
Tabela 108 - Tabela de Custo de Produção - Caso de Estudo I	313
Tabela 109 - Continuação da Tabela anterior.....	314
Tabela 110 - Continuação da Tabela anterior.....	315
Tabela 111 - Continuação da Tabela anterior.....	316
Tabela 112 - Tabela de Custo de Produção – Caso de Estudo II	317
Tabela 113 - Continuação da Tabela anterior.....	318
Tabela 114 - Continuação da Tabela anterior.....	319
Tabela 115 - Continuação da Tabela anterior.....	320
Tabela 116 - Conta de Exploração - Caso de Estudo I	321
Tabela 117 - Continuação da Tabela anterior.....	322
Tabela 118 - Continuação da Tabela anterior.....	323
Tabela 119 - Conta de Exploração - Caso de Estudo II	324
Tabela 120 - Continuação da Tabela anterior.....	325

Índice de Figuras

Figura 1 - Esquema das unidades fabris pertencentes à Refinaria de Matosinhos (Nota 1)	3
Figura 2 - Esquema da Unidade de Dessulfuração de Gasolina	5
Figura 3 - Esquema da Unidade 200	5
Figura 4 - Conversão de n-C5 em i-C5 em função da temperatura [8].....	9
Figura 5 - Conversão de n-C6 em 2,2-DMB, 2,3-DMB, 2-MP e 3-MP em função da Temperatura [8].....	10
Figura 6 - Representação da performance de cada tipo de catalisador em função da Temperatura, na isomerização do n-pentano. [9]	10
Figura 7 - Diagrama de Blocos - Processo Simples, sem reciclo [10]	11
Figura 8 - Diagrama de Blocos - Processo com DIH [10]	12
Figura 9 - Diagrama de Blocos - Processo com DIH [10]	12
Figura 10 - Diagrama de Blocos do Processo " <i>Ipsorb</i> " [10].....	12
Figura 11 - Diagrama de Blocos do Processo " <i>Hexorb</i> " [10]	13
Figura 12 - Diagrama de Blocos do Processo "Penex/Molex" [10].....	13
Figura 13 - Gráfico representativo da conversão de n-parafinas com e sem reciclo [3]	14
Figura 14 - Comparação de custos para a projeção de uma unidade de isomerização com a mesma alimentação e com uma capacidade de 8000 barris por dia. [8].....	16
Figura 15 - Gráfico representativo dos custos de capital relativos de cada processo da UOP [7]	17
Figura 16 - Gráfico representativo do tempo de retorno do investimento de cada processo da UOP [7].....	17
Figura 17 - Comparação do consumo de utilidades dos processos: Penex-simples, Penex-DIH e Penex-Molex da UOP [8].....	18
Figura 18 - Representação de uma Coluna de Secagem de Hidrogénio [6]	29
Figura 19 - Representação de uma Coluna de Secagem de Nafta Química [6]	31
Figura 20 - Representação de um Aquecedor Elétrico [6].....	32
Figura 21 - Representação de um Revaporizador utilizado num processo Penex [6].....	32
Figura 22 - Representação de um reator típico de um processo Penex; (Esquerda) – Parte superior do reator; (Direita) – representação total. [6]	34
Figura 23 - Esquema do interior de uma coluna de destilação [21].....	47
Figura 24 – Gráfico para a determinação do fator de correção K1 [22].....	48
Figura 25 - Esquema de um Permutador de calor, do tipo carcaça e tubos [22]	52
Figura 26 - Disposição das chicanas definida [22].....	55
Figura 27 - Dimensão dos tubos utilizados para efeitos de cálculo [22].....	55
Figura 28 - Valores de K1 e n1 para o cálculo do diâmetro de <i>feixe de tubos</i> [22]	56
Figura 29 - Gráfico para o cálculo do diâmetro da <i>carcaça</i> [22]	57
Figura 30 - Bomba horizontal	77
Figura 31 - Tipo de Estágios de Bombas [22].....	79
Figura 32 - Gráfico para seleção do melhor tipo de compressor [27].....	82
Figura 33 - Gráfico para obtenção do fator de correção n [28].....	83
Figura 34 - Rendimentos típicos por tipo de compressor [29]	85
Figura 35 - Esquema representativo da tampa do equipamento	288

Índice de Gráficos

Gráfico 1 - Número de unidades licenciadas pela UOP, Axens e JSC nos anos de 1999, 2002, 2003, 2010 e 2011 [7,13]	14
Gráfico 2 - Número de unidades licenciadas pela UOP de acordo com cada processo [7]	18
Gráfico 3 - Resultado Líquido anual para o período de estudo - Caso de Estudo I	120
Gráfico 4 - Resultado Líquido anual para o período de estudo – Caso de Estudo II	120
Gráfico 5 - Cash-Flow acumulado - Caso de Estudo I	123
Gráfico 6 - Cash-Flow Acumulado- Caso de Estudo II	126
Gráfico 7 – Sensibilidade do VAL e da TIR relativamente ao custo do equipamento base – Caso de Estudo I	130
Gráfico 8 - Sensibilidade do VAL e da TIR relativamente ao custo do equipamento base - Caso de Estudo II	130
Gráfico 9 – Variação do VAL e da TIR consoante o preço mínimo, médio e máximo de hidrogénio – Caso de Estudo I	131
Gráfico 10 - Variação do VAL e da TIR consoante o preço mínimo, médio e máximo de hidrogénio - Caso de Estudo II	131
Gráfico 11 - Variação do VAL e da TIR consoante o preço mínimo, médio e máximo do Fuel-Gás- Caso de Estudo I	132
Gráfico 12 - Variação do VAL e da TIR consoante o preço mínimo, médio e máximo do Fuel-Gás – Caso de Estudo II.	132
Gráfico 13 - Variação do VAL e da TIR consoante o preço mínimo, médio e máximo da nafta à entrada da unidade - Caso de Estudo I	133
Gráfico 14 - Variação do VAL e da TIR consoante o preço mínimo, médio e máximo da Gasolina - Caso de Estudo II	133
Gráfico 15 - Variação do VAL e da TIR consoante o preço mínimo, médio e máximo do Alquilado - Caso de Estudo I	134
Gráfico 16 - Variação do VAL e da TIR consoante o preço mínimo, médio e máximo do Alquilado - Caso de Estudo II	134

Glossário

C

CD (Custos Diretos)

CI (Custos Indiretos)

CS (Carbon Steel)

D

DIP (Deisopentanizador)

DIH (Deisohexanizador)

DMB (Dimetil-butano)

DMP (Dimetil-pentano)

DP (Despentanizador)

E

EB (Equipamento Base)

EP (Etil-pentano)

EPA (Agência de Proteção Ambiental dos EUA)

ETBE (Éter Etil-Terc-Butílico)

F

FAR (Fábrica de Aromáticos)

FCA (Fábrica de Combustíveis e Aromáticos)

FCO (Fábrica de Combustíveis)

FUT (Fábrica de Utilidades)

L

LSRN (*Light Straight Run Naphta*)

K

KCS (Killed Carbon Steel)

M

MB (Metil-butano)

MP (Metil-pentano)

MH (Metil-hexano)

MTBE (Éter Metil-Terc-Butílico)

V

VAP (vapor de alta pressão)

VBP (vapor de baixa pressão)

VMP (vapor de média pressão)

P

PR (Modelo cinético Peng Robison)

R

RON (*Research Octane Number*)

S

SRK (Modelo cinético Soave-Redlich-Kwong)

SRA (Modelo cinético Soave-Redlich-Aspen)

T

TAAE (Terc-Amil Etil Éter)

TAME (Terc-Amil Metil Éter)

1

Introdução

1.1. História da Galp Energia

A Galp Energia é o resultado de várias fusões, aquisições e integrações de várias empresas, devido a uma sucessão de acontecimentos políticos, económicos e sociais.

Em 1975, foram nacionalizadas as sociedades petrolíferas SACOR, CIDLA, SONAP e Petrosul, e um ano depois foi criada a Petrogal, resultante da fusão das 4 empresas, que em 1978 deu origem à marca Galp.

Hoje em dia a Galp Energia é detentora de 2 refinarias em Portugal, que juntas representam 20% da capacidade de Refinação Ibérica: a Refinaria de Sines, criada em 1971, e a Refinaria de Matosinhos, criada pela SACOR em 1969. [1]

Embora se complementem bastante, as refinarias têm processos um pouco distintos, dados os diferentes objetivos desempenhados por cada uma. A Refinaria de Sines é mais direcionada para a recuperação de combustíveis a partir do petróleo bruto, enquanto que a Refinaria de Matosinhos, não obstante a essa parte, se dedica também à recuperação de óleos, parafinas, benzeno, tolueno, xilenos e betumes que alimentam outras Indústrias, como é o caso da Indústria dos Plásticos e Indústria Alimentar.

1.2. Refinaria de Matosinhos

A Refinaria de Matosinhos, com uma área de 400 hectares, é altamente eficiente a níveis energéticos, encontrando-se muito bem posicionada no ranking europeu.

Atualmente composta por 3 fábricas, a Fábrica dos Combustíveis e Aromáticos (FCA), a Fábrica de Óleos Base (FOB) e a Fábrica de Utilidades (FUT), a Refinaria é também detentora de uma ETAR onde é feito o tratamento das águas extraídas do petróleo e das águas utilizadas em certas unidades fabris, onde são recuperados alguns hidrocarbonetos.

A FCA resulta da fusão de duas fábricas, a Fábrica de Combustíveis (FCO) e a Fábrica de Aromáticos (FAR), devido à inatividade ou funcionamento descontínuo de algumas unidades da FAR.

A FCO era até à data a fábrica com mais unidades fabris, por sua vez distribuídas por duas linhas, que acabaram por surgir devido a revampings efetuados ao longo dos tempos, ora de carisma ambiental, ora para aumento da capacidade produtiva. É da FCO que provêm as matérias-primas que vão posteriormente alimentar as unidades da FAR e da FOB, como se pode verificar na figura 1.

A FAR era composta por apenas 5 unidades. Devido ao fecho das unidades 300 e 400, responsáveis pela produção de xilenos, e devido ao funcionamento descontínuo da unidade 500, tornou-se mais viável a incorporação da FAR na FCO, criando-se assim a FCA.

Nas tabelas que se seguem estão listadas as unidades fabris pertencentes à FCA.

Tabela 1 – Unidades da Linha I da FCO

Nome da Unidade	Unidade
Dessulfuração de Gasolina	1200
Platforming Semi-Regenerativo	1300
Dessulfuração de Petróleo	1400
Tratamento de Gases (Fuel-Gás)	1500
Recuperação de Fuel-Gás	1600
Purificação de Hidrogénio (PSA)	1700
Dessulfuração de Gasóleo	3700
Produção de Enxofre	3800
	10800

Tabela 2 - Unidades da Linha II da FCO

Nome da Unidade	Unidade
Destilação Atmosférica	3000
Platforming de Regeneração Contínua	3300
Tratamento de LPG (Merox)	3400
Recuperação de Gases	3600
Destilação a Vácuo	10000
Visbreaker (VUVB)	10100

Tabela 3 - Unidades da FAR

Nome da Unidade	Unidade
Pré- destilação	100
Arosolvan	200
Parex	300
Isomar	400
Solventes	500

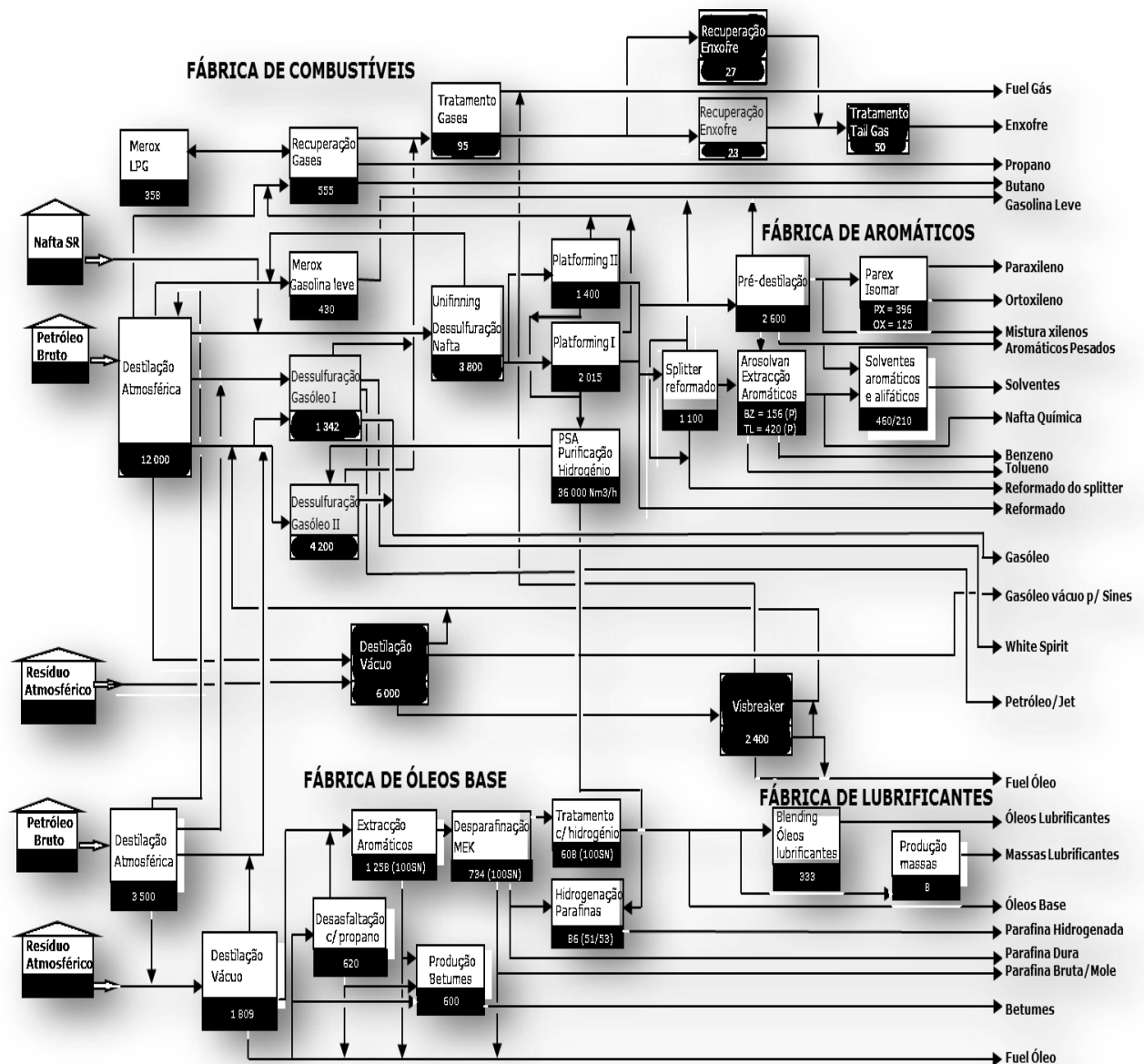


Figura 1 - Esquema das unidades fabris pertencentes à Refinaria de Matosinhos (Nota 1)

Nota 1: A gasolina leve é dessulfurada na unidade 1200 juntamente com a gasolina pesada. No entanto, a Merox destinada à dessulfuração de gasolina leve ainda existe fisicamente, embora inativa.

1.3. Contextualização e Apresentação da Problemática

As crescentes preocupações ambientais nas últimas décadas, colocaram à prova as Refinarias que têm tido uma dificuldade cada vez mais acrescida em disponibilizar no mercado produtos com a qualidade exigida, como é o caso do número de octanas na gasolina, respeitando ao mesmo tempo as limitações impostas de certos componentes, em especial o teor de compostos de enxofre e benzeno.

Em detrimento da proibição do chumbo nos combustíveis, cujo objetivo era aumentar a octanagem dos mesmos, seguiram-se várias diretivas por parte do Parlamento Europeu e da

EPA, Agência de Proteção Ambiental dos EUA, que visavam a diminuição substancial e progressiva da concentração de aromáticos.

A partir de 1 de Outubro de 1989, o teor de benzeno máximo decidido pelo Parlamento Europeu era de 5% em volume. De seguida, no período compreendido entre 1 de Junho de 1997 a 30 de Junho de 1999, esta concentração foi reduzida para 1,4% em volume, chegando posteriormente a 1% em volume a partir de 1 de Julho de 1999.

Mais tarde, a diretiva 92/62/CE do Parlamento Europeu, relativa aos valores limites para o benzeno e monóxido de carbono, definiu um valor limite de benzeno de 5 mcg/m³, implementada a 1 de Janeiro de 2010.

Já a EPA limitou a concentração de benzeno para 0,625% em volume a partir do dia 1 de Janeiro de 2011. [2]

Com estas restrições progressivas, as Refinarias viram-se obrigadas a procurar novas alternativas para respeitar os limites estabelecidos, sem colocar em causa a qualidade dos produtos. Como tal, surgiram soluções que têm sido melhoradas ao longo dos tempos, sendo estas o reforming catalítico, craqueamento catalítico, alquilação, isomerização da nafta química e adição de aditivos nos combustíveis, como é o caso do MTBE, ETBE, TAEE e TAME.

A isomerização de nafta química permite a produção de gasolina dentro dos parâmetros estabelecidos, sendo um processo flexível, no sentido em que é possível controlar o nível de olefinas e aromáticos. Ao longo dos anos esta alternativa tem vindo a crescer, verificando-se uma capacidade mundial instalada de 34,7 Mton/ano em 1994 e de 50 Mton/ano em 2007. [3,4]

Na Refinaria de Matosinhos são extraídas várias gasolinas provenientes da Fábrica de Combustíveis e da Fábrica de Aromáticos que, apesar de não apresentarem as especificações exigidas no mercado, uma vez misturadas essas mesmas especificações são conseguidas.

Neste trabalho analisou-se a possibilidade de potenciar a gasolina leve dessulfurada proveniente do topo da coluna T-1202 da unidade 1200 da FCA, representada na figura 2, colocando-a dentro de especificações com a projeção de uma unidade de isomerização. Foi também estudado o possível reaproveitamento dos equipamentos e condutas existentes nas unidades presentemente inativas, cujos esquemas simplificados se encontram no primeiro anexo.

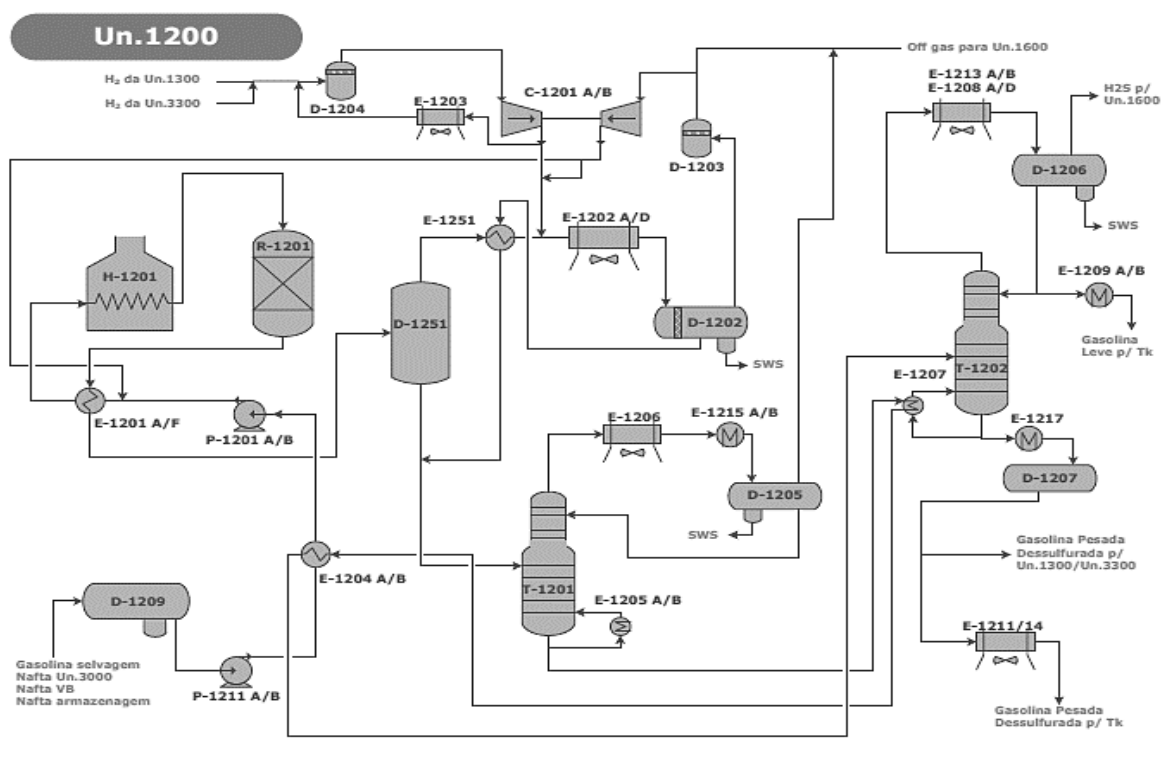


Figura 2 - Esquema da Unidade de Dessulfuração de Gasolina

De seguida estudou-se a projeção de uma outra unidade de isomerização, cuja alimentação foi não só a Gasolina Leve proveniente da unidade 1200, como também o Refinado, extraído na unidade 200, coluna T-0205.

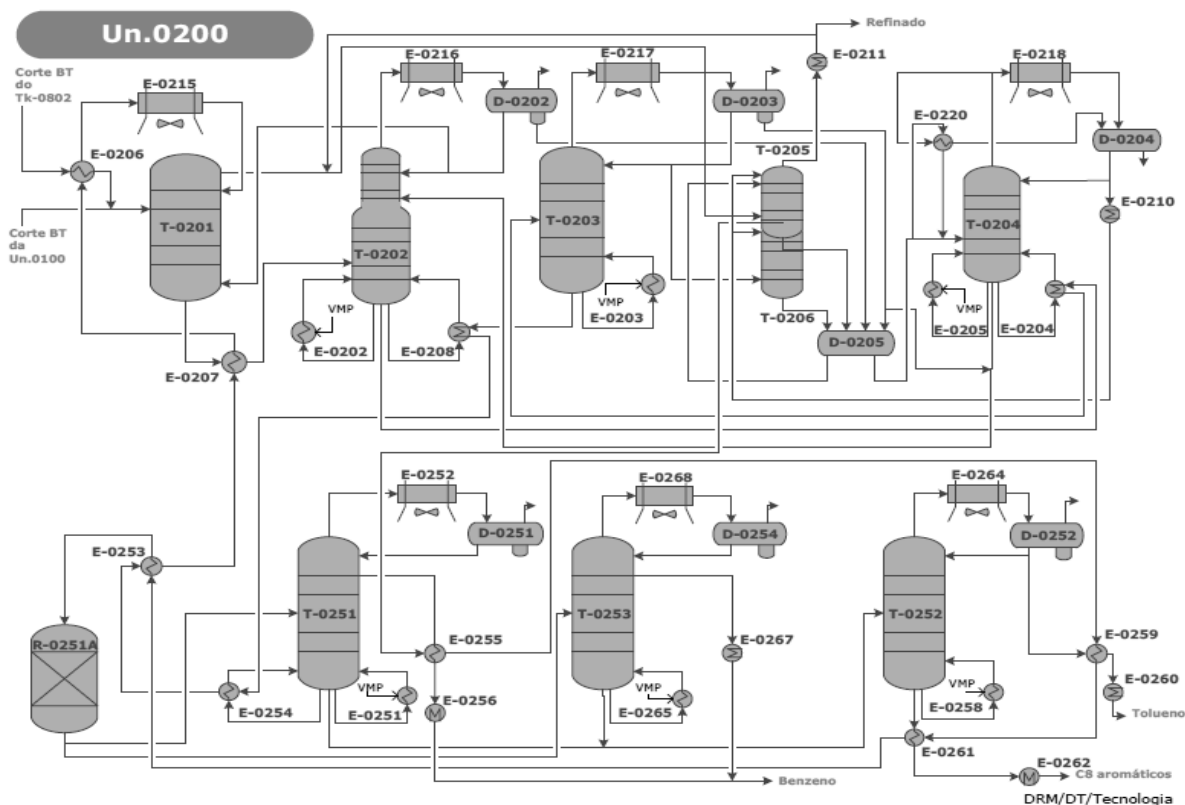


Figura 3 - Esquema da Unidade 200

O Refinado constitui um produto problema em qualquer Refinaria devido às suas características. Este é usado como solvente para borracha e na produção de n-hexano para solvente de óleos alimentares. No entanto, estas mesmas produções são reduzidas e intermitentes. Uma possível forma de se resolver este problema, seria a de se fazer um revamping à unidade 500, para a produção de n-hexano, usando-a como carga adicional na unidade de Isomerização.

1.4. Estrutura do Projeto

Identificado o Problema, foram definidas várias etapas para a sua resolução:

- I. Definição da Alimentação: para definir a alimentação de nafta e hidrogénio de ambas as projeções, recorreu-se à base de dados da Refinaria.
- II. Escolha da Tecnologia: foi feito um estudo de mercado para a seleção da tecnologia mais adequada.
- III. Análise das Reações ocorrentes: implementaram-se todas as restrições e limitações consideradas no problema.
- IV. Condições Operatórias: foram identificadas as melhores condições operatórias de acordo com a literatura e com várias simulações em *Aspen Plus*, em detrimento da composição da alimentação definida.
- V. Balanço de Massa e Energético: tendo em conta as simulações feitas em *Aspen Plus*, foi feito o Balanço de Massa e Energético a todos os equipamentos do processo.
- VI. Comparação dos Equipamentos: compararam-se os equipamentos projetados com os já existentes nas unidades 300 e 400 para um possível reaproveitamento dos mesmos.
- VII. Análise Económica: estudo da viabilidade dos projetos.

2

Enquadramento Teórico

2.1. Isomerização da Nafta Química

A isomerização de naftas leves ($C_4 - C_6$) permite a transformação de parafinas lineares, de baixo índice de octanas, em parafinas ramificadas com um índice de octanas elevado, na presença de hidrogénio, diminuindo a quantidade de olefinas e aromáticos e respeitando assim as normas ambientais.

Esta é uma solução há muito estudada, com leis cinéticas bastante complexas, e que sofreu grandes evoluções ao longo dos anos, facto este explicativo da grande variedade de tecnologias e catalisadores apresentados por vezes pelo mesmo licenciador.

Para um melhor entendimento da explicação dada a jusante, encontram-se listados na tabela 4 o RON de vários hidrocarbonetos.

Tabela 4 - RON de Hidrocarbonetos comumente presentes na nafta química [5]

Compostos	RON
Isobutano	102,0
n-Butano	94,0
Isopentano	93,0
n-Pentano	62,0
1-Penteno	152,0
2,2-Dimetil-Butano	91,8
2,3-Dimetil-Butano	105,8
2-Metil-Pentano	73,4
3-Metil-Pentano	74,5
n-Hexano	24,8
Ciclohexano	82,5
Benzeno	102,7

Tabela 5 - Continuação da Tabela anterior

2-Metil-Hexano	42,4
3-Metil-Hexano	52,0
3-Etil-Pentano	65,0
2,2-Dimetil-Pentano	92,8
2,3-Dimetil-Pentano	91,1
2,4-Dimetil-Pentano	83,1
3,3-Dimetil-Pentano	80,8
2,2,3-Trimetil-Butano	112,1
n-Heptano	0,0

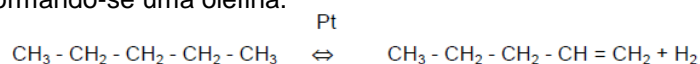
A reação de isomerização é uma reação ligeiramente exotérmica, não afetada pela pressão e favorecida a temperaturas baixas. É de notar que a nafta leve é complexa e que, consoante o processo químico já sofrido e o local onde esta é recuperada numa refinaria, poderá adquirir diferentes composições, tendo um teor de enxofre, benzeno e n-parafinas C₄, C₅ e C₆ variável, o que implica que o processo escolhido tenha de ser adaptável à alimentação proposta.

Com o intuito de se perceber a evolução desta alternativa, foi necessário acompanhar a evolução que os catalisadores têm sofrido.

Os catalisadores aplicados na isomerização são bifuncionais, de natureza metálica e centros ácidos. Os centros metálicos são responsáveis pela hidrogenação/desidrogenação das parafinas, enquanto que os centros ácidos pela isomerização e craqueamento das mesmas. [6]

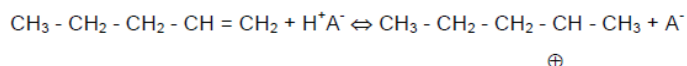
Com o objetivo de se entender qual o mecanismo desencadeado pelos catalisadores, são apresentados os passos de isomerização das n-parafinas C₆ como exemplo:

- I. No centro metálico ocorre primeiramente uma adsorção, seguida de uma desidrogenação do n-alcano, formando-se uma olefina.

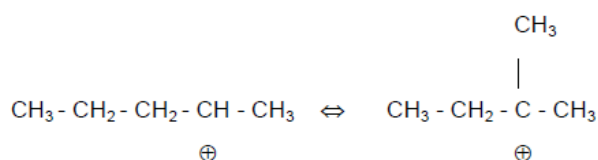


- II. Dá-se a difusão da olefina até aos centros ácidos.

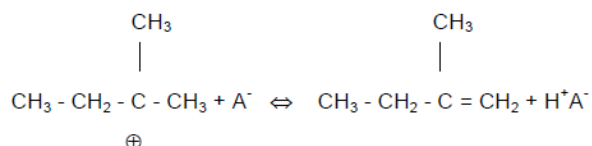
- III. Ocorre uma protonação da olefina sobre o centro ácido, levando à formação do ião carbónico.



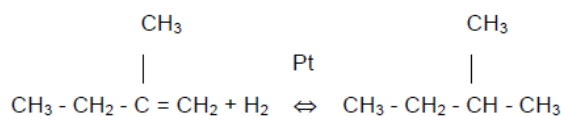
- IV. Dá-se o rearranjo da cadeia.



- V. Segue-se a isomerização do carbocatião, e uma desprotonação, formando-se uma iso-olefina.



- VI. A iso-olefina difunde-se até aos centros metálicos.
 VII. Por fim é hidrogenada, formando-se uma isoparafina.



O metal mais comum nestes catalisadores é a Platina, podendo esta ser conjugada com zeólitos, alumina clorada e zircónica sulfatada. Na tabela 6 encontram-se as características de cada tipo de catalisador.

Tabela 6 - Características dos catalisadores utilizados para efeitos de isomerização. [7]

Catalisadores	Características dos Catalisadores
Pt/Zeólito	Menor Atividade/Performance
	Mais tolerante a contaminantes
	Regenerável
Pt/Al ₂ O ₃ Clorada	Maior Atividade/Performance
	Sensível a contaminantes
	Não regenerável
Pt/ZrO ₄ -SO ₄	Atividade/Performance Intermédia
	Tolerante a contaminantes
	Regenerável

Esta constante pesquisa para o melhoramento dos catalisadores por parte dos licenciadores deve-se à tentativa de aproximação da conversão à reta de equilíbrio, de forma a contornar ao máximo as limitações cinéticas e termodinâmicas verificadas.

Pela análise da figura 4, verifica-se que a isomerização de n-pentano é favorável a baixas temperaturas.

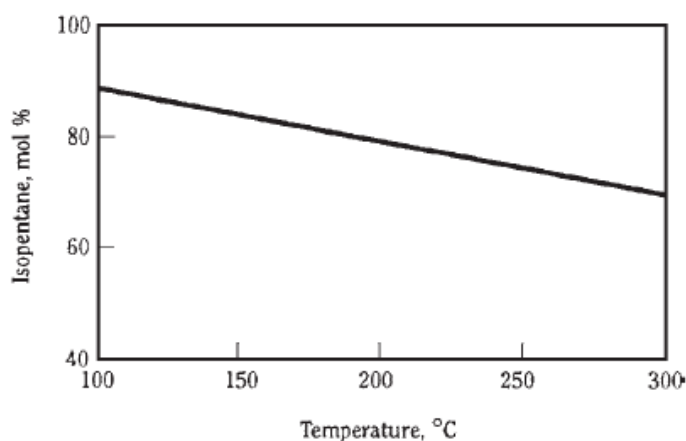


Figura 4 - Conversão de n-C5 em i-C5 em função da temperatura [8]

O mesmo acontece com o n-hexano que, na presença de hidrogénio, e mediante as condições operatórias adequadas, é convertido em 2,2-dimetilbutano, 2-metilpentano, 3-metilpentano e 2,3-dimetilbutano até se chegar a uma situação de equilíbrio, dada a reversibilidade das reações. É no entanto importante constatar pela figura 5 que o composto 2,2-dimetilbutano é mais sensível à temperatura, verificando-se uma descida abrupta da sua

concentração à medida que se dá um aumento da mesma, e, ao mesmo tempo, o segundo composto com maior RON (tabela 4).

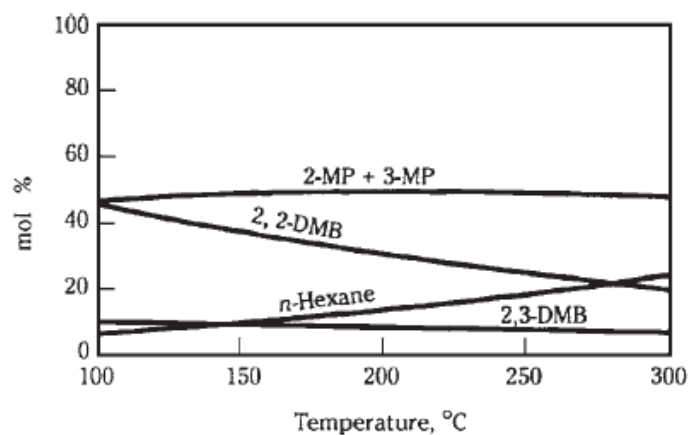


Figura 5 - Conversão de n-C6 em 2,2-DMB, 2,3-DMB, 2-MP e 3-MP em função da Temperatura [8]

Nas figuras 4 e 5 foram relatados os comportamentos das reações de isomerização. A figura 6 permite-nos analisar a performance dos catalisadores existentes na isomerização do n-pentano, verificando-se facilmente que para cada tipo de catalisador, existe uma temperatura ótima para a qual há um máximo de conversão, sendo o melhor catalisador o de platina com alumina clorada.

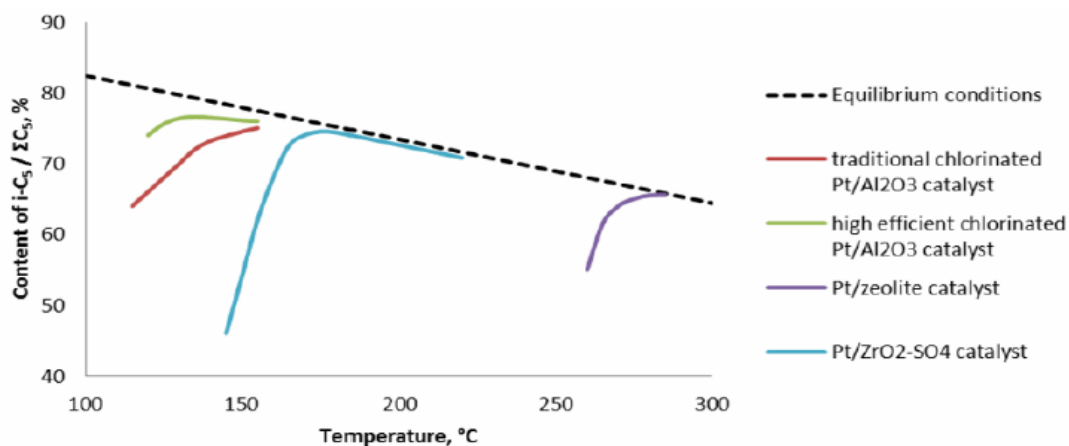


Figura 6 - Representação da performance de cada tipo de catalisador em função da Temperatura, na isomerização do n-pentano. [9]

Análise de Mercado

3.1. Processos de Isomerização

Independentemente da tecnologia em análise, as bases do processo para a isomerização de nafta química, conhecida como *run straight naphta*, são sempre as mesmas. A maioria dos processos em curso são compostos por uma zona reacional, com dois reatores de leito fixo dispostos em série onde ocorre a isomerização, e por uma zona de estabilização, constituída por uma coluna de destilação, que separa o fuel-gás do produto. Outras tecnologias têm como base uma zona reacional exatamente igual à descrita anteriormente, seguida por uma zona de adsorção e dessorção, onde é extraído o produto por dessorção seletiva.

As figuras 7, 8, 9, 10, 11 e 12 são alguns dos exemplos de processos de isomerização comuns em Refinarias.

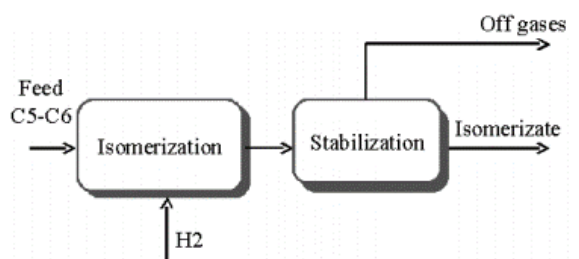


Figura 7 - Diagrama de Blocos - Processo Simples, sem reciclo [10]

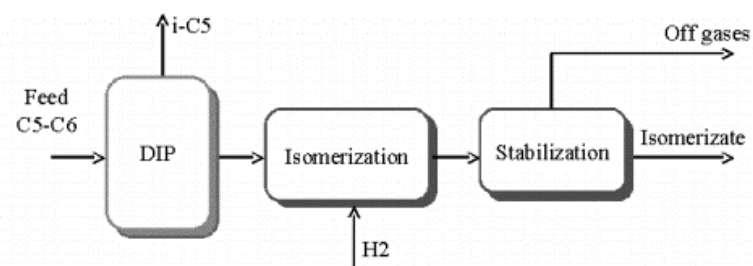


Figura 8 - Diagrama de Blocos - Processo com DIP [10]

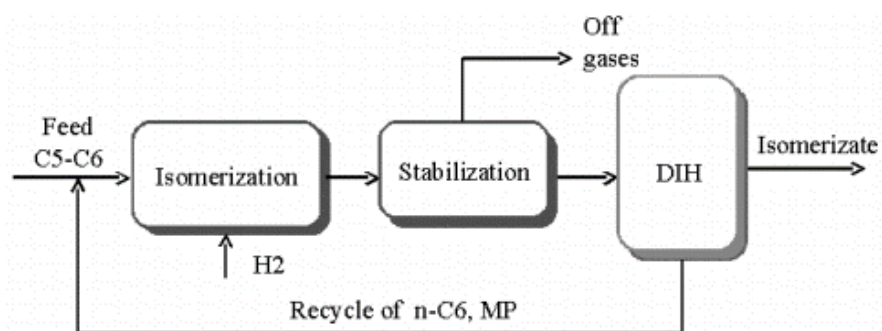


Figura 9 - Diagrama de Blocos - Processo com DIH [10]

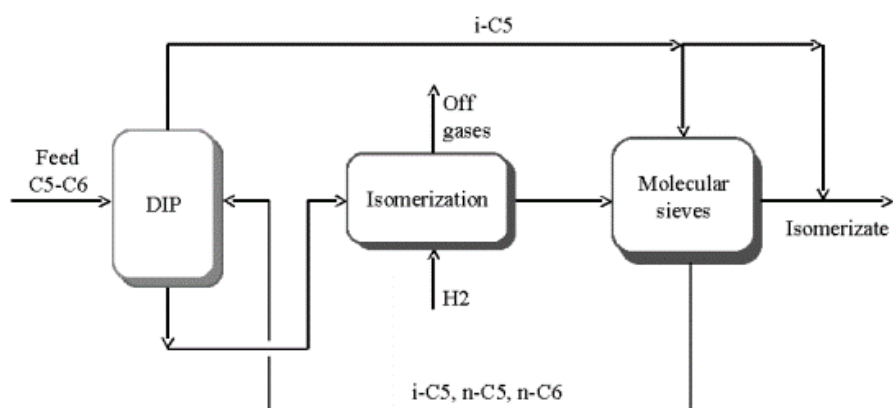


Figura 10 - Diagrama de Blocos do Processo "Ipsorb" [10]

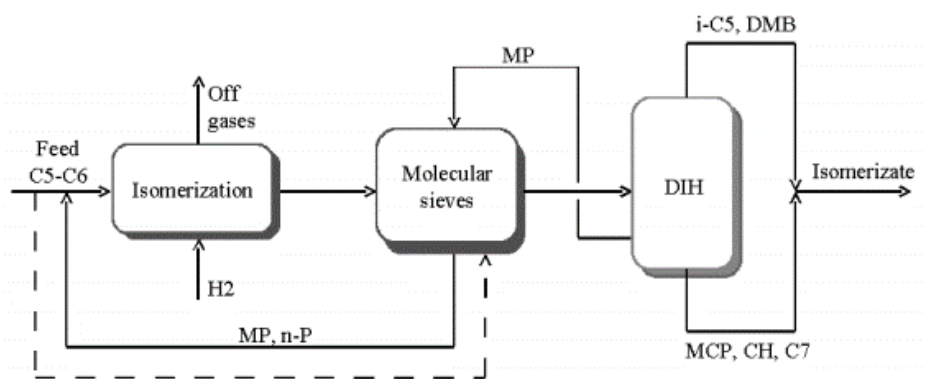


Figura 11 - Diagrama de Blocos do Processo "Hexorb" [10]

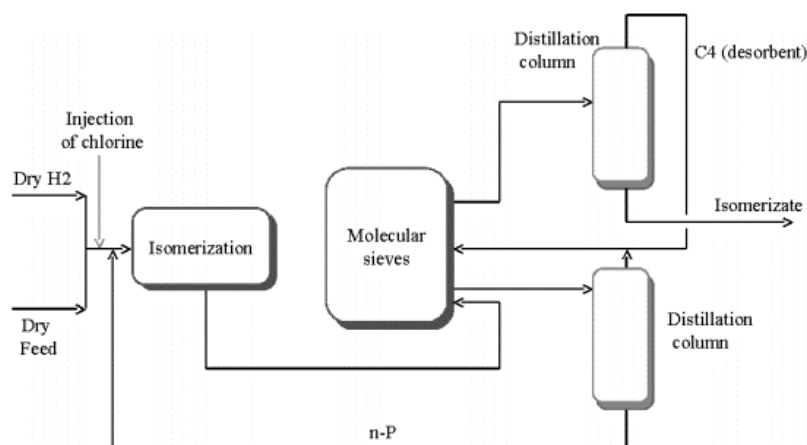


Figura 12 - Diagrama de Blocos do Processo "Penex/Molex" [10]

As figuras 7, 8 e 9 contêm exatamente a mesma base, distinguindo-se apenas pelo tipo e quantidade de reciclos efetuados, tal como acontece com as figuras 10, 11 e 12.

Alimentações ricas em isopentano contêm geralmente uma coluna de destilação (DIP) no início do processo, que separa a restante mistura deste isômero, por sua vez encaminhado para o tanque de armazenamento do produto final. Esta situação é aplicada devido à reversibilidade da reação de isomerização do n-pentano, promovendo desta forma a isomerização da cadeia linear.

Em alimentações muito ricas em C_6 é colocada uma coluna de destilação no fim do processo, intitulada como Deisohexanizador (DIH), onde é feito o reciclo para aproveitamento de isômeros C_6 de RON inferior e de n-hexano, pela parte lateral da coluna.

Em alimentações ricas em hidrocarbonetos C_5 e C_6 é muito comum o uso de ambos os reciclos. Estes são efetuados para o aumento da conversão conseguida, tal como se pode verificar na figura 13.

Quanto maior o número de reciclos, maior a conversão adquirida e, por conseguinte, maior será o RON do produto final.

Apesar dos reciclos se mostrarem vantajosos, estes acabam por aumentar a quantidade de utilidades consumidas e o tamanho dos equipamentos necessários.

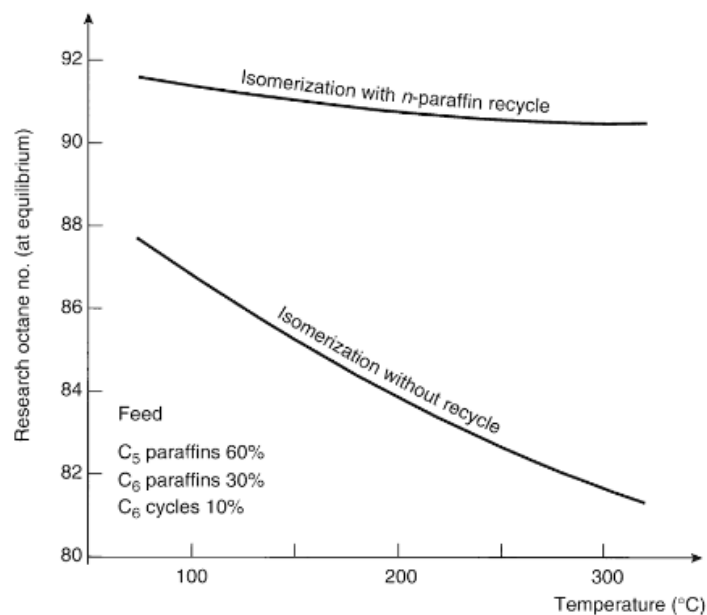


Figura 13 - Gráfico representativo da conversão de n-parafinas com e sem reciclo [3]

Com isto, concluiu-se que o que distingue substancialmente a escolha de um licenciador de um outro disponível no mercado é o tipo de catalisador, e que o processo escolhido é relativo ao tipo de alimentação que se quer isomerizar.

3.1.1. Identificação dos Licenciadores

Numa primeira análise de mercado, foram identificados os licenciadores de processos de isomerização existentes, listados os seus catalisadores, as fábricas que optaram por cada licenciador, a capacidade das mesmas, e anotadas as vantagens e desvantagens de cada opção.

No que concerne aos licenciadores destacaram-se quatro: UOP, Axens, CKS e JSC.

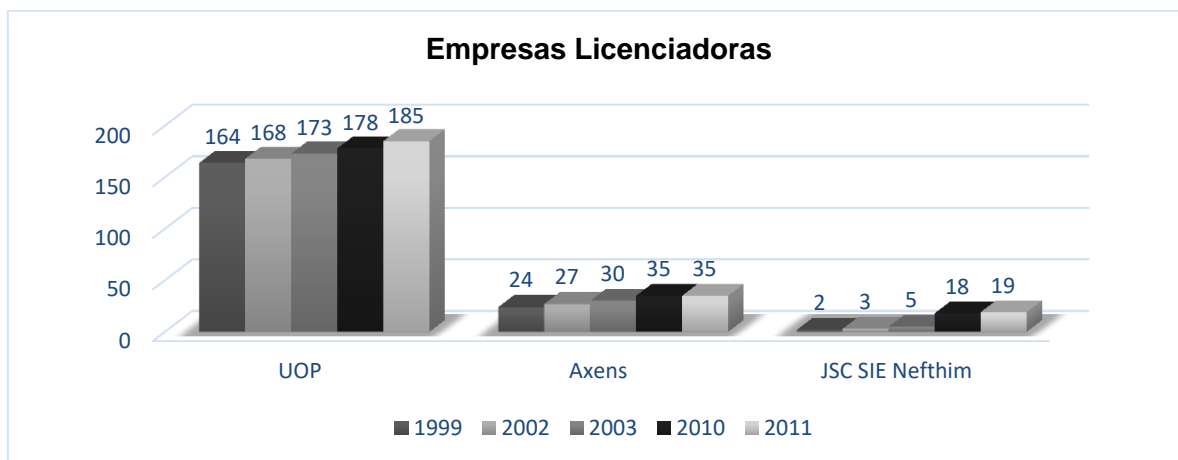


Gráfico 1 - Número de unidades licenciadas pela UOP, Axens e JSC nos anos de 1999, 2002, 2003, 2010 e 2011 [7,13]

A UOP é a empresa licenciadora dominante no mercado, tal como se pode verificar no gráfico 1, representando hoje em dia mais de 200 unidades de isomerização. Ao longo dos anos, a UOP tem-se mostrado bastante fiável, dados os constantes avanços nos seus catalisadores, detentores dos melhores resultados possivelmente obtidos no mercado. Atualmente é o licenciador com maior variedade a nível de catalisadores e tem vindo a apostar no melhoramento dos catalisadores bifuncionais de alumina clorada, contendo até à data 5 possíveis catalisadores deste tipo: I-8, I-8 plus, I-82, I-84 e I-122. Esta evolução teve como principal objetivo a diminuição da quantidade de platina utilizada nos catalisadores, responsável pelo seu encarecimento, mantendo a mesma atividade dos mais antigos. [11]

Para além deste tipo de catalisador, a UOP tem também um catalisador no mercado de referência, de natureza zeolítica, o HS-10, e um outro catalisador de Platina em zircónica sulfatada, conhecido como PI-242.

A Axens é a segunda licenciadora dominante no mercado, tendo representado em 2010 mais de 30 unidades de isomerização. Este apresenta dois tipos de catalisadores de platina em alumina clorada, que têm vindo a fazer frente aos catalisadores da UOP, com o nome de IS-614 e ATIS-2L.

A JSC é uma empresa Russa, atualmente detentora de 10 unidades de isomerização, mas bastante recente comparativamente com os outros licenciadores, tal como se pode verificar no gráfico 1.

Preferida no mercado russo, e representando todas as unidades de isomerização existentes na Rússia com o seu catalisador de platina em zircónica sulfatada (Isomalk-1), pensa-se que esta dominância se deve a interesses político-económicos, não estando diretamente ligada à eficácia do catalisador disponibilizado. Reforçando esta teoria está o facto de que à parte destas unidades russas, a JSC ser apenas detentora de duas unidades de isomerização externas, localizadas na China, ambas com início em 2014.

Tabela 7 - Listagem das Fábricas com unidades de isomerização com licença da JSC, localização, capacidade, data de início de atividade e de fecho de atividade [12]

Fábrica	País	Capacidade (kton/ano)	Início	Fecho
JSC Ufanetekhim	Rússia	300	2003	-
JSC Ryazan Oil Refining Company	Rússia	400	2005	-
KIMEF LTD.	Rússia	500	2005	-
S.C. Petrotel-Lukoil	Roménia	180	2006	2013
JSC Novoil	Rússia	100	2009	-
JSC Gazpromneft	Rússia	800	2010	-
Lukoil	Rússia	300	2011	-
JSC Slavneft	Rússia	720	2011	-
JSC Saratov Refinery	Rússia	300	2013	-
Hengli Petrochemical Co.	China – Dalian	2400	2014	-
Shandong Sincier	China – Chandon	210	2014	-

A CSK é uma empresa detentora de um catalisador de natureza zeolítica, o Hysopar, utilizado muitas das vezes em empresas que são aconselhadas a escolher um catalisador mais resistente, dadas as características da nafta química a isomerar. Em 2010 era detentora de cerca de 20 licenças a nível mundial, altura em que se começou a evidenciar.

3.1.2. Escolha da Tecnologia e do Catalisador

Em situações em que a nafta leve é dessulfurada na unidade MEROX, juntamente com o LPG, não é adaptável um catalisador sensível a muitas impurezas, pelo que a opção mais razoável é o uso de catalisadores de natureza zeolítica.

Uma vez que a dessulfuração da nafta química leve na Refinaria de Matosinhos é feita juntamente com a nafta química mais pesada, na unidade 1200, o teor em impurezas é menor, tornando possível o controlo do envenenamento de um catalisador mais sensível, como o catalisador de platina em alumina clorada.

Analisando-se a tabela 8 com o intuito de se escolher a melhor tecnologia para o problema em questão, verificou-se que os únicos catalisadores com capacidade para satisfazer um RON mínimo de 91 requerido pela Refinaria de Matosinhos, são os catalisadores de Platina em Alumina Clorada da UOP e da Axens, e o catalisador Isomalk-2 da JSC.

De acordo com a análise acima efetuada, a Axens e a UOP mostram-se as preferidas no mercado, pelo que é excluída a tecnologia providenciada pela JSC.

Os possíveis processos da UOP a utilizar neste caso de estudo são os processos Penex-DIP/DIH, Penex-DIP/DP/DIH e Penex-Molex. A Axens tem como alternativas os processos DIP/DIH, DIP/DP/DIH e Hexorb.

Comparando as condições operatórias requeridas pelos catalisadores dos diferentes licenciadores, conclui-se que o catalisador ATIS-2L da Axens requer condições operatórias menos adversas que os catalisadores disponibilizados pela UOP.

Em contrapartida, o rácio molar Hidrogénio/Hidrocarbonetos necessário pelos catalisadores da UOP é inferior, bem como o tempo espacial nos equipamentos, o que se traduz em reatores menores.

Dados os argumentos apresentados, verifica-se que a nível de desempenho estas licenciadoras estão bastante equiparadas, pelo que foi necessário fazer-se uma análise mais pormenorizada referente aos custos operatórios e ao investimento necessário para cada uma das opções.

A *Hexorb* da Axens é uma tecnologia que ainda não se apresenta em curso no mercado e que requer um maior investimento inicial comparativamente a outros processos da Axens, de acordo com os dados apresentados na figura 14, pelo que foi excluída das opções.

		Once-through	De-IC6 recycle	Ipsorb	Hexorb
Isomerase RON		83-84	88	90	91.5
Isomerase MON		80.5-81.5	86	87	89
Operating cost	million	0.8	3.3	3.4	4.7
(utilities-catalyst-adsorbents)	\$/yr				
Product revenue	million	11.1	16.2	17.9	20.5
(Delta octane-bbl feed/isomerase)	\$/yr				
ISBL investment cost	million \$	6.3	15.0	16.1	22.0

Figura 14 - Comparação de custos para a projeção de uma unidade de isomerização com a mesma alimentação e com uma capacidade de 8000 barris por dia. [8]

De acordo com as figuras 15 e 16, o processo detentor de válvulas rotativas, denominado por Penex-Molex da UOP, é o processo com o custo relativo de capital mais elevado e com um tempo de retorno superior aos dois outros processos pré-selecionados deste licenciador.

Apesar de requerer utilidades inferiores aos processos com deisohexanizador, como mostra a figura 17, o processo Penex-Molex é também o que causa mais problemas operatórios, refletindo maiores riscos. Isto deve-se ao fato de levar à paragem total da unidade de isomerização em caso de avaria das válvulas rotativas.

Já no que diz respeito à Penex DIP/DIH ou Penex-DIP/DP/DIH, em caso de avaria de alguma das colunas de destilação, esta pode fechar para manutenção sem pôr em causa o funcionamento da unidade. Essa desvantagem da Penex-Molex tem-se refletido diretamente no número de unidades licenciadas ao longo dos anos, demonstrada no gráfico 2.

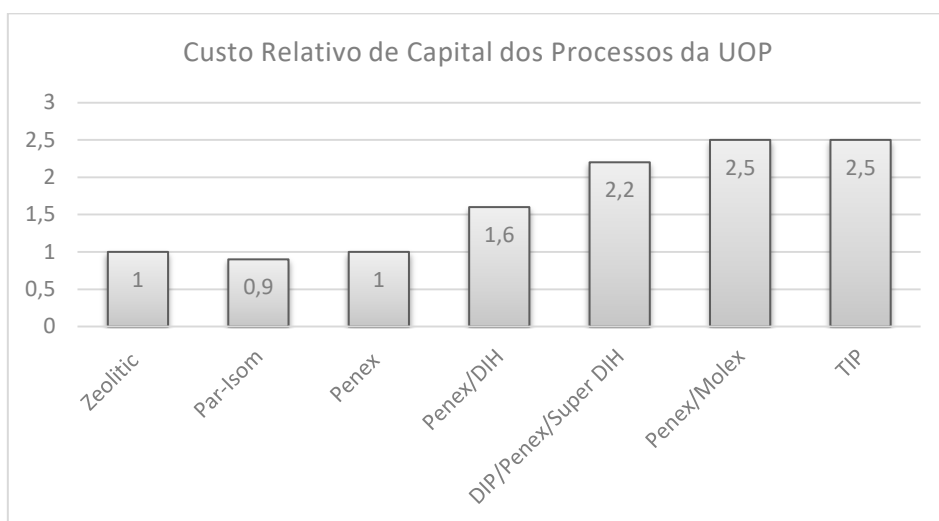


Figura 15 - Gráfico representativo dos custos de capital relativos de cada processo da UOP [7]

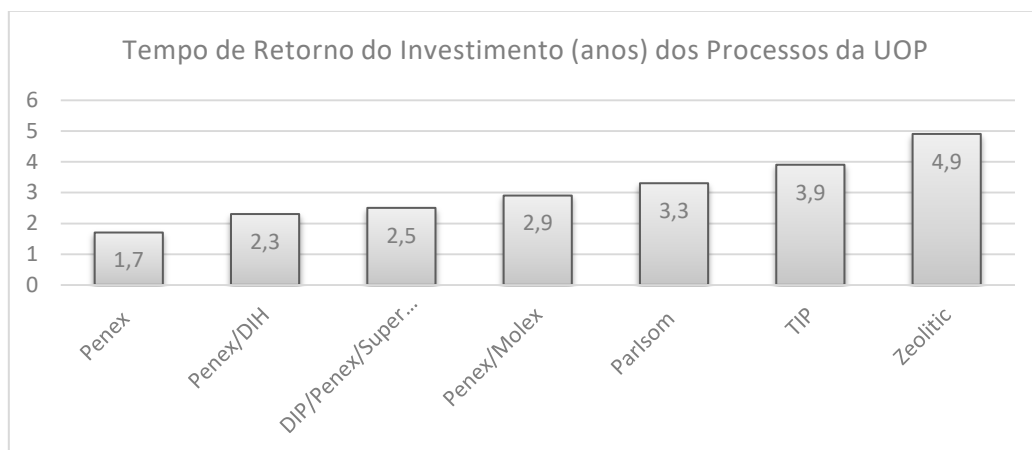


Figura 16 - Gráfico representativo do tempo de retorno do investimento de cada processo da UOP [7]

	Options		
	Once-through	Penex-deisohexanizer	Penex-Molex
Electric power, kW	375	975	830
Medium-pressure steam usage (to condensate), 1000 kg/h (klb/h)	9.4 (20.8)	12.0 (26.4)	9.6 (21.2)
Low-pressure steam usage (to condensate), 1000 kg/h (klb/h)	—	24.2 (53.4)	13.4 (29.6)
Cooling water, m ³ /h (gal/min)	136 (600)	262 (1153)	277 (1220)

*Basis: 10,000 BPD.

Figura 17 - Comparação do consumo de utilidades dos processos: Penex-simples, Penex-DIH e Penex-Molex da UOP [8].

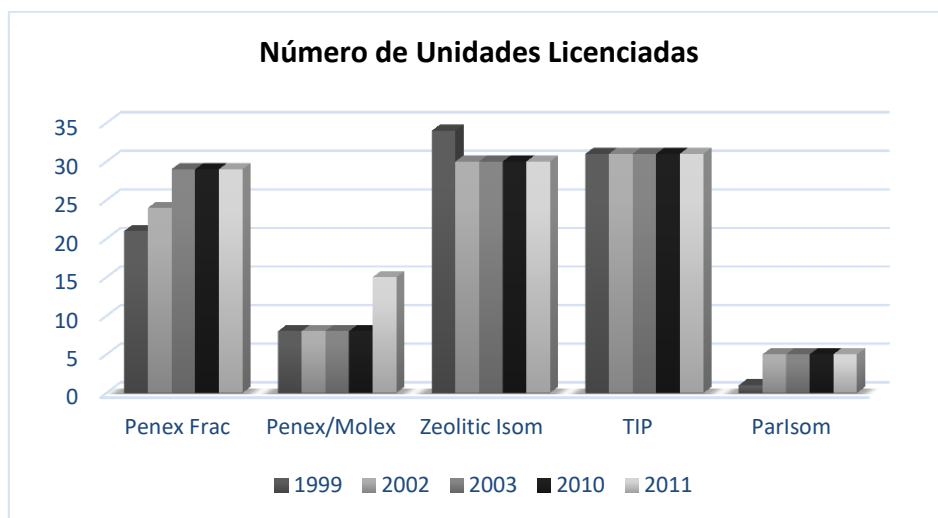


Gráfico 2 - Número de unidades licenciadas pela UOP de acordo com cada processo [7]

Dadas as conclusões retiradas, e uma vez que as alimentações propostas dos casos de estudo 1 e 2 apresentam grandes quantidades tanto de hidrocarbonetos C₅ como C₆, escolheu-se o processo Penex-DIP/DP/DIH da UOP.

Com este processo é também possível reciclar o n-pentano que não reagiu, devido ao despentanizador (DP) posicionado a jusante da zona de estabilização.

Tabela 8 - Comparações de Performances das tecnologias da UOP, Axens, CKS e JSC "NPP Neftehim", para uma alimentação com um RON entre 70 a 73 [10]

		Pt/Zeólito				Pt/Chlorinated Al ₂ O ₃		Pt/ZrO ₂ -SO ₄	
Licenciadores		UOP	Axens	CKS	JSC	UOP	AXENS	UOP	JSC
Catalisador		HS-10	IP-632	Hysopar	Си-1 (Isomalk 1)	I-8 Plus, I-82, I-84, I-122	IS 614 A ATIS-2L	PI-242	Си-2 (Isomalk 2)
T (°C)		260-280	250-270	240-280	250-270	120-180	120-180 (110-170) ²	140-190	120-160
P (MPa)		1,5-3,0	1,5-3,0	3,0-3,2	2,5	3,0-4,0	2	3,2	2,5-2,8
LHSV (h ⁻¹)		2	1-2	2	2	1,5	2	2,5	2,5-3,5
Rácio Molar H ₂ :CH		4:1	(3-4):1	1,6:1	-	(0,3-0,5):1	< 1	2:1	(1,5-2,5):1
η (% volume)		97-98		98,1		≥ 99	-	≥ 97	97-98
i-C5 / ΣC5, %wt		53 a 62				70 a 78		68 a 72	70 a 75
2,2-DMB / ΣC6, %wt		10 a 16				30 a 36		20 a 27	28 a 34
Ciclos do catalisador		2-3 anos				-	IS 614 regenerável	2 a 3 anos c/ pré-tratamento	
Tempo de vida útil do catalisador		10 anos						8 a 10 anos	
RON	Passagem simples	78-80	80	78-80	80	83-86	83 (84-85)	81-83	82-84
	DIP (DIP e DP)	-	82	80-83	-	-	84 (85-86)	-	85-86
	DIH	-	86	-	82 - 85	87-90	88 (89-90)	86-87	87-89
	DIP e DIH	-	-	-	-	90-93	>90	-	89-90
	DIP, DIH e DP	-	-	-	-	>90	>90	-	91-92
	Molecular Sieves	87-90 (TIP)	90 Hexorb e 88 Ipsorb	-	-	88-91 (Penex Molex)	90 (90-91) Ipsorb ; 92 (92-93) Hexorb	-	91-92
Impurezas Permitidas	H2O, ppm	50 (200) ³	50 (200) ²	≤ 200	10-20 Mt/m ³	0,1	0,1	≤ 20	≤ 20
	Nitrogénio, ppm	1	1	-	-	0,1	0,1	1	1
	Enxofre, ppm	50 (100) ²	50 (100) ²	100 (200) ²	≤ 1	0,1-0,5	0,1-0,5	1-5	2-5 (50) ²
	Benzeno, % wt	5 (15) ²	5 (15) ²	-	-	≤ 1	≤ 1	≤ 10	≤ 10
	C7+, %wt	2-3	2-3	-	-	≤ 1	≤ 1	≤ 5	≤ 5
Secção de Secagem de Alimentação		Não necessário				Necessário		Não necessário	
Aquecimento c/ utilidade		Não necessário				Necessário		Não necessário	
Lavagem soda e Injeção de HCl		Não necessário				Necessário		Não necessário	

²Intervalo de Temperatura para o catalisador ATIS-2L-Axens

³Durante um curto espaço de tempo

4

Simulação do Caso de Estudo em ASPEN PLUS

4.1. Escolha do Método

Numa fase inicial é selecionado o modelo termodinâmico mais adequado de entre os vários modelos disponibilizados pelo *Aspen Plus*.

O *Aspen Plus* baseia as suas simulações de acordo com a equação-estado do modelo termodinâmico, previamente selecionado.

Segundo o próprio manual do programa, os modelos mais adequados em processos de refinação são o Peng-Robison (PR), o Soave-Redlich-Kwong (SRK) e o Soave-Redlich-Aspen (SRA).

Geralmente a utilização de um dos métodos apresentados relativamente a um outro é irrelevante, uma vez que costumam dar resultados bastante parecidos, exceto em situações em que existem misturas com componentes de ebulição bastante próximos, como é o caso.

Perante esta situação, o modelo comumente escolhido é o *SRK*, modelo que tem como base o método *RK-Aspen*, por prever temperaturas de ebulição mais precisas para cada um dos componentes. [14]

4.2. Definição da Alimentação

4.2.1. Definição da Alimentação - Caso de Estudo I

Através dos registos de caudal obtidos no *Aspen Process Data*, feitos por um medidor de fluxo, foi possível concluir que a quantidade média de Gasolina Leve emergente no topo da Coluna T-1202, num período compreendido entre Janeiro de 2015 até Março de 2016, foi de 19,90 Nm³/h, o correspondente a 257,63 ton/dia. Obtida esta informação, foi possível, com o

recurso às composições das análises laboratoriais feitas periodicamente pelo laboratório interno da Refinaria, definir a composição das alimentações da Gasolina Leve da FCO e do Hidrogénio proveniente da PSA, para o caso de estudo.

Com o intuito de se determinar o rácio molar hidrogénio/hidrocarbonetos mais indicado, foi estudado de uma forma mais detalhada todo o processo desde a unidade 3000 até à coluna T-1202 da unidade 1200.

Atualmente, na Refinaria de Matosinhos, o petróleo bruto entra na unidade de Destilação Atmosférica, onde são separados o LPG e a Gasolina, que saem no topo da coluna, o Petróleo e Gasóleo, extraídos lateralmente, e o resíduo, retirado do fundo da mesma. A Gasolina e o LPG acabam por ser separados na coluna T-3005, saindo a Gasolina na parte de fundo da coluna e LPG na parte superior.

A nafta é de seguida enviada para a unidade de Dessulfuração da Gasolina, Unidade 1200, onde a gasolina leve e pesada são dessulfuradas e separadas unicamente na parte final do processo, na T-1202.

Assim sendo, é possível controlar a quantidade de benzeno e de outros compostos aromáticos da gasolina leve/pesada, de acordo com o corte de destilação acordado, que leva por sua vez à saída de compostos aromáticos em maior ou menor quantidade pelo fundo da coluna juntamente com a gasolina pesada.

Visto terem que se cumprir os limites impostos para os compostos aromáticos, incluiu-se no projeto um reator responsável pela hidrogenação do benzeno. Desta forma, o projeto torna-se mais versátil, podendo-se aumentar o corte de gasolina leve sem por em causa a sua qualidade final.

Para isso, o rácio molar a utilizar será de 4:1 de hidrogénio/hidrocarbonetos, rácio molar superior ao necessário numa unidade normal de isomerização explicitado na tabela 8, devido ao consumo de hidrogénio para transformação do benzeno em ciclohexano.

Esta adaptação é possível com a conjugação das Tecnologias Penex-Plus e BenSat, que tem vindo a ser adotada por várias Refinarias detentoras de uma unidade de isomerização Penex. [15]

Identificada a sensibilidade do catalisador de isomerização escolhido para a simulação, catalisador I-84, foram admitidas impurezas extra às alimentações, semelhantes às impurezas admitidas pelo estudo feito pelo IFP à Refinaria de Matosinhos em 1999.

Tabela 9 - Impurezas-Extra Admitidas na Simulação de acordo com o Estudo feito pelo IFP em 1999

Gasolina leve FCO	Sulfureto de Hidrogénio (H ₂ S)	0,5 wt ppm (max)
	Azoto (N ₂)	0,1 wt ppm (max)
	Água (H ₂ O)	50 wt ppm (max)
	Dióxido de Carbono (CO ₂)	0,1 wt ppm (max)
	Hidróxido de Sódio (NaOH)	1 wt ppm (max)
Hidrogénio PSA	Sulfureto de Hidrogénio (H ₂ S)	1 wt ppm (max)
	Azoto (N ₂)	1 wt ppm (max)
	Água (H ₂ O)	15 wt ppm (max)
	Dióxido de Carbono (CO ₂)	10 wt ppm (max)
	Hidróxido de Sódio (NaOH)	5 wt ppm (max)

Esta admissão conservativa tem como objetivo a projeção segura da unidade de isomerização, ultrapassando possíveis problemas relacionados com o aumento da concentração de impurezas na alimentação devido a um mau funcionamento das unidades a montante.

Assim sendo, a composição final da alimentação nafténica considerada foi adquirida pelo somatório dessas mesmas impurezas com as composições obtidas com recurso às análises acima referidas.

Tabela 10 - Alimentação de Hidrogénio e Nafta consideradas para o primeiro caso de estudo

Compostos (Kg/h)	Alimentação H₂	Alimentação de LSRN
Metano	3670,91	0,00
Etano	1414,58	0,00
Propano	1238,39	0,00
Isobutano	0,00	0,00
n-Butano	0,00	0,00
2-Metil-Butano	0,00	1750,44
n-Pentano	0,00	2296,31
2,2-DMB	0,00	464,20
2,3-DMB	0,00	472,93
2MP	0,00	466,92
3MP	0,00	475,34
n-Hexano	10,93	1760,16
Ciclohexano	0,00	678,39
Benzeno	0,00	251,50
2-MH	0,00	145,92
3-MH	0,00	148,03
3 Etil-pentano	0,00	150,58
2,2-DMP	0,00	145,77
2,3-DMP	0,00	149,52
2,4- DMP	0,00	144,60
3,3-DMP	0,00	148,85
2,2,3 – TMB	0,00	148,70
n-Heptano	0,00	935,87
Hidrogénio	1116,47	0,00
H ₂ S	3,19E-03	0,01
N ₂	3,56	0,00
CO ₂	0,03	0,00
H ₂ O	0,05	0,55
NaOH	0,02	0,01
C ₂ Cl ₄	0,00	0,00
Total (kg/h)	7454,93	10734,59
Total (ton/dia)	178,92	257,63

4.2.2. Definição da Alimentação - Caso de Estudo II

Para o segundo caso de estudo foram analisadas as composições de refinado, de acordo com as análises feitas pelo laboratório da Refinaria, admitindo o mesmo intervalo temporal do primeiro caso.

De seguida, somou-se a Gasolina Leve e impurezas admitidas do primeiro caso ao Refinado, perfazendo uma alimentação de 777,32 ton/dia.

No que respeita à quantidade de hidrogénio a utilizar, admitiu-se o mesmo rácio molar hidrogénio/hidrocarbonetos do caso de estudo 1, dada a presença do reator de hidrogenação de benzeno.

Neste segundo caso de estudo, a conjugação das tecnologias BenSat e Penex-Plus tornou-se ainda mais viável, dado que de entre as naftas extraídas na Refinaria, é o refinado o mais rico em benzeno.

É importante referir que a quantidade de benzeno e compostos aromáticos na nafta química depende essencialmente do tipo de crude utilizado na unidade de destilação atmosférica e das condições operatórias a que a nafta é submetida.

Comparativamente com a gasolina leve, o refinado apresenta maiores concentrações de benzeno por ser sujeito a pressões superiores.

Compostos (Kg/h)	Alimentação de H₂	Alimentação de LSRN
Metano	10173,43	0,00
Etano	3920,31	0,00
Propano	3432,02	0,00
Isobutano	0,00	0,00
n-Butano	0,00	0,00
2-Metil-Butano	0,00	2919,71
n-Pentano	0,00	3561,84
2,2-DMB	0,00	2265,88
2,3-DMB	0,00	2274,61
2-MP	0,00	2268,60
3-MP	0,00	2277,02
n-Hexano	30,29	4575,90
Ciclohexano	0,00	921,66
Benzeno	0,00	251,50
2-MH	0,00	1023,04
3-MH	0,00	1025,15
3-EP	0,00	1027,70
2,2-DMP	0,00	1022,88
2,3-DMP	0,00	1026,63
2,4-DMP	0,00	1021,72
3,3-DMP	0,00	1025,96
2,2,3-TMB	0,00	1025,81
n-Heptano	0,00	2870,83
Hidrogénio	3094,13	0,00
H ₂ S	0,01	0,02
Azoto	9,85	0,00
CO ₂	0,09	0,00
H ₂ O	0,13	1,64
NaOH	0,04	0,03
HCl	0,00	0,00
NaCl	0,00	0,00
C ₂ Cl ₄	0,00	0,00
Total (Kg/h)	20660,31	32388,14
Total (ton/dia)	495,85	777,32

4.3. Restrições e Pressupostos ao Problema

1. Para o Balanço de Massa considerou-se em ambas as unidades um funcionamento de 24 horas por dia durante 350 dias por ano, o que perfaz 8400 horas, sendo os restantes 15 dias destinados a limpeza dos equipamentos.
2. Foi considerado que a isomerização dos hidrocarbonetos de cadeias superiores a C_7 eram irrelevantes ao processo, dadas as concentrações insignificantes destes hidrocarbonetos face aos restantes.
3. Para efeitos de simulação admitiu-se que todos os compostos sulfurados presentes na alimentação de nafta fresca ficariam retidos nas colunas de secagem, pelo que de entre as reações ocorrentes na coluna de lavagem a soda cáustica, explicitada na tabela 13, foi apenas admitida a primeira.
4. Dadas as limitações do programa, não foi possível simular com o RPLUG, um reator cuja simulação é feita de acordo com a estequiometria e leis cinéticas introduzidas pelo próprio utilizador, devido à enorme quantidade de reações que teriam de ser admitidas e que ocorrem ao mesmo tempo. Em alternativa usou-se o RSTOIC, um modelo menos assertivo, que apenas requer a estequiometria da reação e a conversão do reagente limitante, extraindo da base de dados do próprio programa os restantes dados necessários para a simulação. (Explicação da Simulação – Anexo II).
5. Assumiu-se que a conversão de n-pentano a 2-metil butano é de 70% e que a conversão do n-hexano nos seus isómeros é 33 %. [16]
6. Foi considerado que os isómeros C_6 eram formados exatamente nas mesmas proporções.
7. Assumiu-se que apenas os hidrocarbonetos C_7 sofriam reações de craqueamento, dando sempre origem a propano e butano.
8. As conversões admitidas para as reações de isomerização dos hidrocarbonetos C_7 foram retiradas de um estudo com um catalisador da mesma natureza, supondo-se que as conversões com o catalisador escolhido seriam muito semelhantes. Esta medida corretiva de simulação deve-se ao facto de não ser possível escolher-se o tipo de catalisador no *Aspen Plus*.
9. Admitiram-se as pressões e temperaturas das utilidades indicadas na tabela 11, dadas pela própria Refinaria.

Tabela 11 - Condições Operatórias das utilidades utilizadas para o dimensionamento dos permutadores da unidade projetada.

Utilidades	Temperatura (°C)	Pressão (bar)
Água de Refrigeração	29	5,51
Vapor de Baixa Pressão (VBP)	150	2,58
Vapor de Média Pressão (VMP)	190	13,01
Vapor de Alta Pressão (VAP)	450	66,71

Tabela 12 - Reações consideradas em cada reator na simulação feita pelo Aspen Plus [6]

Reações	
Reator R 701	$\text{Benzeno} + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{Ciclohexano}$
Reator R 702 A	$\text{n-Pentano} \rightarrow 2\text{-MB}$
	$\text{n-Heptano} \rightarrow 2\text{-MH}$
	$\text{n-Heptano} \rightarrow 3\text{-MH}$
	$\text{n-Heptano} \rightarrow 2:4\text{-DMP}$
	$2:3\text{DMP} \rightarrow 2\text{-MH}$
	$2:3\text{ DMP} \rightarrow 3\text{-MH}$
	$2:3\text{ DMP} \rightarrow 2:4\text{-DMP}$
	$2:3\text{ DMP} \rightarrow 3:3\text{-DMP}$
	$2:3\text{-DMP} \rightarrow 2:2:3\text{-TMB}$
	$2:4\text{-DMP} \rightarrow 2\text{-MH}$
	$2:4\text{-DMP} \rightarrow 3\text{-MH}$
	$2:4\text{-DMP} \rightarrow 3\text{ EP}$
	$2:4\text{-DMP} \rightarrow 3:3\text{-DMP}$
	$2:4\text{-DMP} \rightarrow 2:2:3\text{-TMB}$
	$2:2:3\text{-TMB} \rightarrow 2:2\text{-DMP}$
	$2:2:3\text{-TMB} \rightarrow 2:3\text{-DMP}$
	$2:2:3\text{-TMB} \rightarrow 2:4\text{-DMP}$
	$2:4\text{-DMP} \rightarrow \text{n-Heptano}$
	$\text{n-Heptano} + \text{H}_2 \rightarrow \text{Propano} + \text{Isobutileno}$
	$\text{C}_2\text{Cl}_4 + 5\text{H}_2 \rightarrow 4\text{HCl} + \text{Etano}$
Reator R 702 B	$\text{n-Hexano} \rightarrow 2:2\text{-DMB}$
	$\text{n-Hexano} \rightarrow 2:3\text{-DMB}$
	$\text{n-Hexano} \rightarrow 2\text{MP}$
	$\text{n-Hexano} \rightarrow 3\text{ MP}$
	$\text{C}_2\text{Cl}_4 + 5\text{H}_2 \rightarrow 4\text{HCl} + \text{Etano}$

Tabela 13 - Reações ocorridas na Coluna de Lavagem a Soda Cáustica [6]

Reações	
Reação I	$\text{HCl} + \text{NaOH} \rightarrow \text{NaCl} + \text{H}_2\text{O}$
Reação II	$\text{H}_2\text{S} + 2\text{NaOH} \rightarrow \text{Na}_2\text{S} + \text{H}_2\text{O}$
Reação III	$\text{H}_2\text{S} + \text{Na}_2\text{S} \rightarrow \text{NaCl} + \text{NaHS}$
Reação IV	$\text{HCl} + \text{Na}_2\text{S} \rightarrow \text{NaCl} + \text{NaHS}$
Reação V	$\text{HCl} + \text{NaHS} \rightarrow \text{NaCl} + \text{H}_2\text{S}$

Tabela 14 - Percentagens das conversões que ocorrem entre hidrocarbonetos C7. [14]

	n-C7	2MH	3MH	3EP	2,2-DMP	2,3-DMP	2,4-DMP	3,3-DMP	2,2,3-TMB	Cracking
n-C₇		6,30	9,00				3,40			1,00
2,3-DMP		27,92	30,14	2,15	0,98		2,09	0,57	0,03	50,30
2,4-DMP	1,90	11,30	12,00	0,80		22,70		8,20	13,00	5,40
2,2,3-TMB					8,5	4,70	3,90			

4.4. Descrição Detalhada do Processo

O processo de isomerização foi dividido em várias secções, nomeadamente:

Secção 100: Secção de armazenamento de Matéria-prima e Produtos

Secção 200: Secção de Secagem do Hidrogénio

Secção 300: Secção de Separação do 2-Metil-Butano da restante nafta química

Secção 400: Secção de Secagem da Nafta Química

Secção 500: Secção de Regeneração das Colunas de Secagem

Secção 600: Secção de Separação dos Gases (LPG) e Nafta química

Secção 700: Secção de Reação

Secção 800: Secção de Separação e Reaproveitamento

Secção 900: Secção de Tratamento dos Gases Ácidos

Neste subcapítulo será feita a descrição detalhada do caso de estudo 1, de acordo com as condições operatórias presentes na simulação feita no *Aspen* para a mistura considerada, encontrando-se em Anexo II os passos realizados no programa.¹

Secção 100

A secção 100 é composta por 2 tanques esféricos de armazenamento da nafta química utilizada como matéria-prima, 2 tanques esféricos de armazenamento do produto resultante e dois acumuladores, sendo um destinado ao armazenamento de C_2Cl_4 e outro ao NaOH.

A nafta já dessulfurada proveniente da unidade 1200 é acumulada num tanque intermediário existente na refinaria, a 21°C e 6,4 bar, de forma esférica, enquanto que o Hidrogénio é obtido via pipeline diretamente da PSA, passando por um compressor responsável pela distribuição do Hidrogénio produzido às unidades onde este é necessário, chegando ao local de projeção da unidade de isomerização a 38°C e 41 bar.

O tanque de armazenamento do produto é semelhante ao tanque utilizado para o armazenamento temporário da nafta química utilizada como matéria-prima nesta unidade, também ele esférico e de aço de carbono. Este é mantido a 37 °C e 3,57 bar. [6]

O acumulador responsável pelo armazenamento de Soda Cáustica é um reservatório móvel que se encontra a 40°C e a 1,47 bar, de pequenas dimensões, cedido pelos próprios vendedores do produto. [6]

Todos estes reservatórios, à exceção do reservatório de soda cáustica, encontram-se disponíveis na Refinaria.

¹ A descrição do caso de estudo 2 é semelhante.

Secção 200

Antes de entrarem nos reatores responsáveis pela isomerização, a nafta e o hidrogénio são submetidos a um processo de secagem, onde são retidos os compostos oxigenados e sulfatados responsáveis pelo envenenamento do catalisador de isomerização.

A secção de secagem do hidrogénio, secção 200, é composta por 2 colunas de secagem de aço de carbono desoxidado (KSR) em série, cheias de adsorvente PDG-418, que funcionam a 68°C e 15 bar. [6]

A primeira coluna por onde é efetuada a passagem de hidrogénio é a principal, responsável pela retenção de 75% das impurezas, enquanto que a segunda é vista como uma coluna secundária que assegura a secagem completa da matéria-prima.

Em situações em que é necessária a substituição parcial do adsorvente na coluna principal ou em fase de arranque, o processo funciona com uma única coluna de secagem, passando a coluna secundária a desempenhar o papel principal no momento em que as duas entram novamente em funcionamento. Isto significa que a coluna principal passa a secundária cada vez que é feita uma substituição parcial do adsorvente.

Esta troca dá-se quando o analisador da mistura, ligado às duas colunas, indica valores de água que transcendem os limites máximos estipulados à saída das mesmas (1-wt-ppm), indicando de que a adsorção não está a ser devidamente desempenhada. [6]

Quando assim é, algumas válvulas fecham e as válvulas responsáveis pelo bypass abrem, permitindo a troca da ordem das colunas.

Na figura 18 pode-se analisar o esquema de uma coluna de secagem de hidrogénio original de uma unidade Penex.

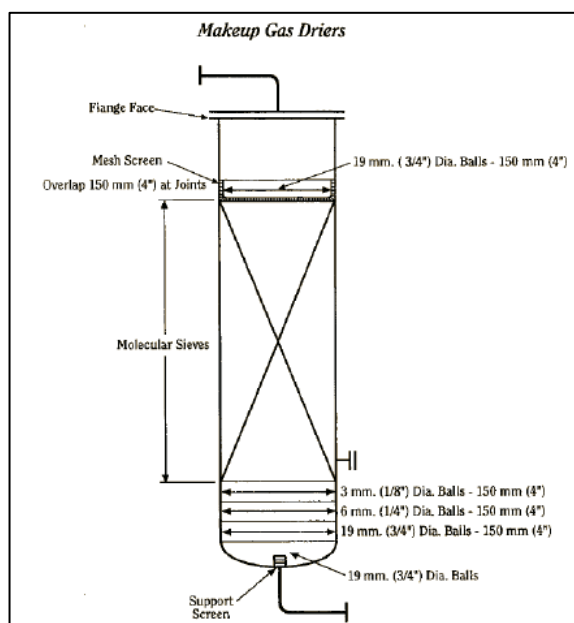


Figura 18 - Representação de uma Coluna de Secagem de Hidrogénio [6]

Secção 300

A secção 300 tem por objetivo a separação do isopentano da mistura. Esta é constituída por uma única coluna de destilação, CD-301, também conhecida como Deisopentanizador ou DIP.

Antes da nafta química sofrer o processo de secagem, o isopentano (2-Metil-Butano) é separado e segue diretamente para o tanque de armazenamento do produto, criando um desequilíbrio na reação n-pentano/2-metil-butano, aumentando a conversão do n-pentano e desta forma o RON expectável.

O Deisopentanizador é uma coluna de aço de carbono, composta por 80 pratos perfurados simples de alumínio *Stainless-Steel* (SS314), com uma eficiência típica de 71% por onde se efetuam 3 passagens.

Esta coluna opera a uma pressão de 2,74 bar, sofrendo uma queda de pressão de cerca de 0,43 bar e tem uma razão de refluxo de 6, segundo a simulação feita em *ASPEN*.

A alimentação à coluna é feita no 41º prato, a 87°C e 4,5 bar, composta pela junção da nafta química fresca inserida no processo com n-pentano que não reagiu recuperado na secção 800, no topo da DP.

Na parte superior da coluna, o 2-Metil-Butano é recuperado a 60,52 °C e a 2,74 bar, por sua vez submetido a um arrefecimento no aero-arrefecedor AC-801, responsável pela saída da mistura a 60,17°C. Dada a pequena diferença de temperaturas à entrada e saída do equipamento e ao valor das próprias temperaturas, não se justifica o uso de um condensador a jusante.

A parte de fundo recuperada a 3,13 bar e 86,07 °C no último prato da coluna, é reaquecida por um Kettle, E-303, atingindo uma temperatura final de 93,72°C. De seguida, 73% da mistura é reencaminhada para o penúltimo prato, enquanto que a restante é submetida a um arrefecimento, onde atinge os 38°C por troca de calor no permutador E-301, seguindo para a secção 400.

Secção 400

Desempenhando a mesma função de secagem da secção 200, a secção 400 é composta por duas colunas de secagem cheias de HPG-250.

Tal como nas colunas de secagem do hidrogénio, estas colunas funcionam em série, ligadas por um bypass, que permite a troca da ordem de passagem da nafta pelas mesmas quando necessário. Esta troca é efetuada sempre que o analisador de mistura acusa uma quantidade de água superior a 1-wt-ppm.

A alimentação desta secção encontra-se a 68°C e 20 bar, sendo alimentada pela mistura de fundo efluente da DIP e pelo reciclo feito pelo corte lateral da DIH.

Na figura 19 pode-se analisar o esquema de uma coluna de secagem de nafta química utilizada no processo Penex.

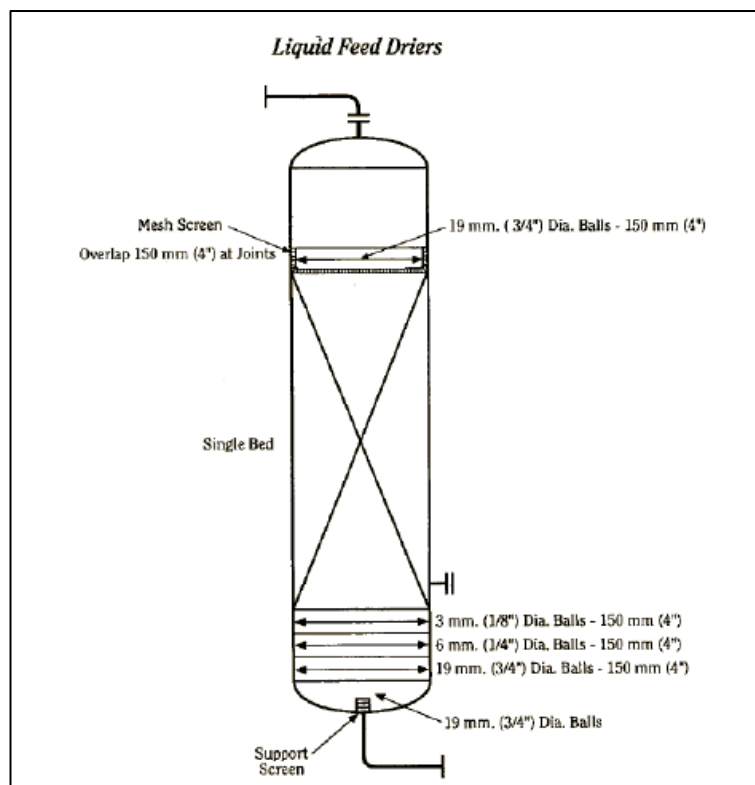


Figura 19 - Representação de uma Coluna de Secagem de Nafta Química [6]

Secção 500

A secção 500 é composta por um revaporizador e por um aquecedor elétrico, responsáveis pelo aquecimento de parte do produto até 316°C, usado para a dessorção das colunas de secagem. A razão pela qual o próprio produto serve como regenerante deve-se ao facto das impurezas não prejudicarem a sua qualidade final, sendo estas unicamente retiradas para evitar o envenenamento do catalisador.

O controlo da regeneração é feito por um Sistema designado por DRCS, composto por várias válvulas que isolam a coluna a regenerar, ligando-a à secção 500, e por indicadores de temperatura à saída de cada coluna.

O revaporizador pré-aquece a mistura até aos 120°C, posteriormente aquecida até aos 316°C pelo aquecedor elétrico, saindo a 4,14 bar da secção sob a forma gasosa.

Em necessidade de regeneração, o revaporizador é aquecido com VMP até estabilizar a sua temperatura, de modo a conseguir aquecer o regenerante até 120°C, por conseguinte reencaminhado para o aquecedor elétrico.

No caso das colunas DR-401 (A/B) a regeneração inicia-se no momento em que a temperatura de saída da mistura da coluna é de 288°C. Atingida essa temperatura, a regeneração é processada durante 4h e, finalizado esse período de tempo, a temperatura de saída do aquecedor elétrico diminui gradualmente até 177°C e é desligado.

O produto continua, no entanto, a passar pelo aquecedor elétrico, depois de aquecido pelo revaporizador, que continua ligado até que a temperatura à saída da coluna seja de 93°C, sendo posteriormente arrefecido até aos 68°C.

No caso das colunas de secagem de hidrogénio, o processo é idêntico excetuando o facto do período de tempo de regeneração ser de 2h. [6]

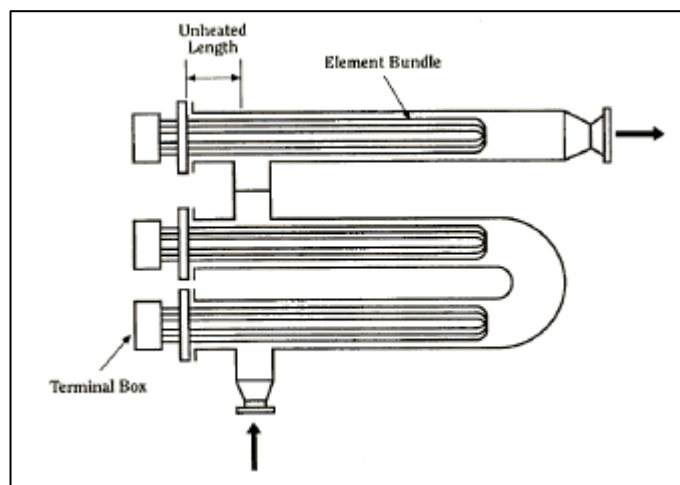


Figura 20 - Representação de um Aquecedor Elétrico [6]

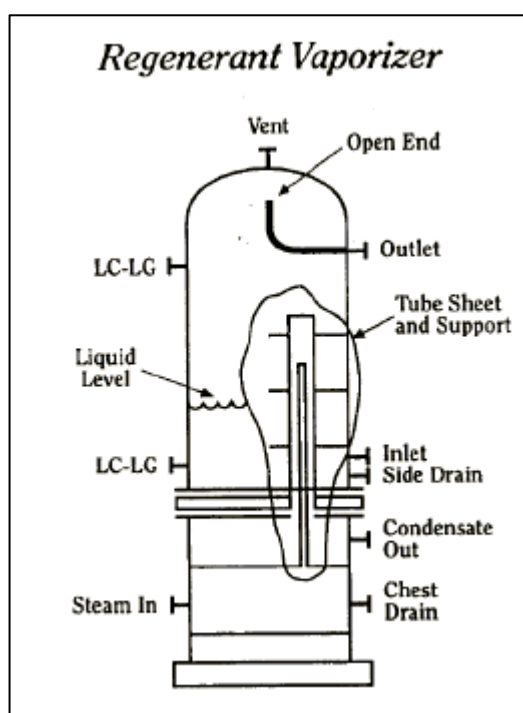


Figura 21 - Representação de um Revaporizador utilizado num processo Penex [6]

Secção 600

A secção 600 é composta por um acumulador vertical de aço de carbono que opera a 6,08 bar, apelidado por acumulador de alimentação, que separa a alimentação da secção reacional do possível LPG existente no processo.

Este acumulador é alimentado pela mistura que sai da segunda coluna da secção 400, a 38°C e a 6,08 bar.

Secção 700

A secção 700 é composta por 3 reatores, R-701, R-702 A e R-702 B, todos eles de leito fixo.

O reator R-701, de aço de carbono, é responsável pela hidrogenação do benzeno presente na nafta, contendo o catalisador H-18, enquanto que os restantes reatores são responsáveis pela isomerização da nafta química cheios de catalisador I-84.

Os catalisadores típicos de hidrogenação são responsáveis pela totalidade do ciclohexano produzido e tipicamente compostos por metais nobres, como níquel e ruténio, para que não causem isomerização da alimentação.

A hidrogenação do benzeno pode dar-se na fase líquida ou gasosa.

Para controle da exotermicidade da reação, em fase líquida opta-se por ter vários leitos, enquanto que na fase de vapor diminui-se a largura do reator e, se necessário, é injetado hidrogénio frio à mistura efluente. [17]

A alimentação ao R-701, constituída pelo hidrogénio seco da secção 200 e pela mistura efluente da secção 600, é aquecida pelo permutador E-701, que funciona com VAP e, uma vez atingidos os 300°C, a mistura sob a forma gasosa passa por um compressor e é enviada para o reator cuja pressão de operação ronda os 22,75 bar.

Esta reação é extremamente exotérmica, o que leva a que a mistura efluente do reator, já isenta de benzeno, se encontre a 319°C e 22,74 bar. Neste ponto processual é adicionado C_2Cl_4 à mistura, enviada de seguida para o reator R-701 A, responsável pela isomerização do n-pentano e de grande parte do craqueamento e isomerização dos hidrocarbonetos C_7 .

A adição de C_2Cl_4 garante a manutenção da acidez do catalisador, uma vez que impede que o hidrogénio em excesso, não participativo na reação de hidrogenação do benzeno reaja diretamente com o catalisador, levando à diminuição da sua acidez.

Para dar entrada no segundo reator, a mistura é comprimida pelo compressor C-702, que garante uma pressão de 31,4 bar, e arrefecida pelo aero-arrefecedor AC-701, atingindo uma temperatura final de 120 °C.

A resultante das reações ocorrentes no R-702 A acaba por ser ligeiramente exotérmica, servindo essa libertação energética como indicativo do bom ou mau funcionamento do equipamento, com a ajuda de indicadores de temperatura localizados à entrada e saída do mesmo. Neste caso em específico só se verificou uma libertação de 1,24E+05 KJ/h, o que não é significativo.

Quando se verifica um aumento excessivo da quantidade de calor libertado, o catalisador precisa de ser substituído, ou parcialmente substituído, pois o tempo de retenção no reator já é

superior ao requerido, o que significa que a isomerização dos hidrocarbonetos C_6 , esperada no segundo reator, está a ocorrer no primeiro.

É de referir que ambos os reatores, R-702 A e B, se encontram em série, ligados por um bypass, e, tal como acontece nas 4 colunas de secagem do processo, quando necessário trocam as suas posições.

Este alerta é também efetuado por uma DP-cell que mede a queda de pressão dos reatores. Esta DP-cell está ligada a um alarme e quando o limite máximo da queda de pressão previamente estipulado é atingido, são fechadas as devidas válvulas e o processo fica temporariamente a funcionar com apenas um reator, enquanto é feita a substituição do catalisador, sendo depois trocada a ordem dos mesmos.

De seguida, o efluente do Reator R-702 A passa pelo permutador onde é arrefecido até 118°C , e por um compressor para compensar a queda de pressão sofrida no reator anterior, entrando a 118°C e 31,4 bar no segundo.

Este reator é ligeiramente mais exotérmico que o anterior, libertando neste caso cerca de $1,57\text{E}+05 \text{ KJ/h}$, continuando a não ser uma libertação energética significativa.

Para alertar possíveis descontroles na temperatura, este segundo reator, tal como o primeiro, apresenta uma DP-cell e indicadores de temperatura à entrada e saída.

Na figura 22 pode-se observar o esquema de um reator típico de uma unidade Penex.

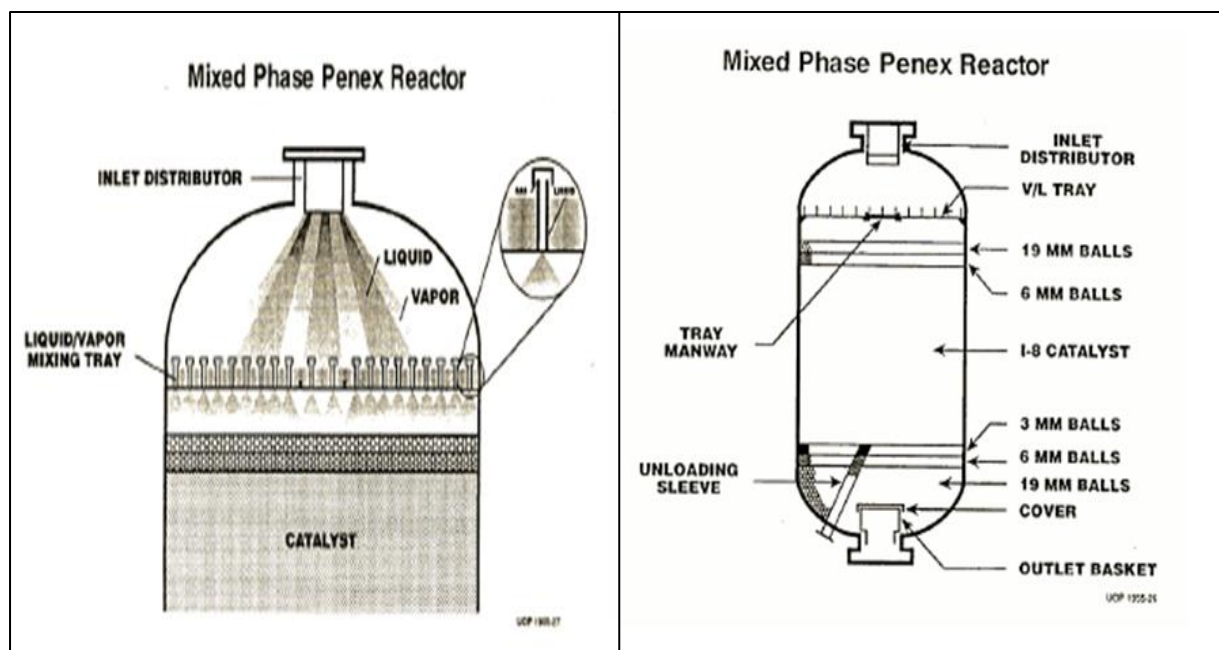


Figura 22 - Representação de um reator típico de um processo Penex; (Esquerda) – Parte superior do reator; (Direita) – representação total. [6]

Secção 800

É na secção 800 que ocorre a separação do produto com parte dos hidrocarbonetos que são enviados de volta para o processo.

Esta é composta por um estabilizador, CD-801, responsável pela separação dos gases ácidos formados na secção reacional devido às reações de craqueamento e à injeção de C_2Cl_4 , um despentanizador, CD-802, responsável pelo reciclo de n-pentano, e um deisohexanizador, CD-803, que separa o n-hexano, 2,3-DMP, 2MP e 3MP do produto final.

A mistura efluente do último reator da secção reacional serve de alimentação ao estabilizador, que se encontra a 113°C, entrando no 15º prato.

Esta coluna de destilação contém 30 pratos perfurados simples, com uma única passagem em cada um e opera a 14,8 bar, sofrendo uma queda de pressão de 0,29 bar.

É de notar que devido à diminuição da quantidade de líquido-gás que passa pelos pratos, verifica-se um afunilamento entre o 15º e o 16º prato, para evitar o fenómeno de secagem ocorrente quando a largura da coluna não faz jus à quantidade de líquido-gás que passa nos mesmos.

Para que a alimentação à coluna seja de acordo com as condições operatórias pretendidas, esta é enviada para um permutador responsável pelo arrefecimento da mistura até aos 113°C com água de refrigeração.

A mistura gasosa, emergente na parte superior do estabilizador, encontra-se a 38,19 °C e 14,8 bar e é direccionada para a coluna de lavagem a soda cáustica, CS-901, enquanto que a mistura de fundo do estabilizador é extraída a 163,49 °C e a 14,9 bar, no estado líquido, e é de seguida reencaminhada para a coluna DP, depois de ser arrefecida até 100°C.

O despentanizador contém 80 pratos perfurados simples e encontra-se a uma pressão de 2,05 bar, sofrendo uma queda de pressão de 0,35 bar.

Nesta coluna é extraída uma mistura na parte superior rica em n-pentanos, a 51,68°C e a 2,05 bar, que passa por um aero-arrefecedor, saindo a 51,03 °C.

Uma vez arrefecida até à Temperatura pretendida, 83% da mistura é reencaminhada de volta para a coluna, sendo o restante encaminhado para a secção 400, passando por um permutador responsável por arrefecer a mistura até 65,71°C, seguido por um compressor, C-801, onde a mistura atinge 81°C e 4,50 bar.

A nafta química, agora isenta de n-pentanos, sai na parte de fundo da coluna a 97,95°C e a 2,39 bar e é aquecida pelo Kettle E-804 até atingir os 101,31 °C. Uma vez aquecida, é novamente reencaminhada para um permutador, E-805, responsável por aquecer a mistura até aos 132°C.

Atingida essa temperatura, a mistura entra no 25º prato do deisohexanizador, a 132°C e a 2,15 bar.

A DIH é composta por aço-carbono, com 80 pratos perfurados simples com uma eficiência de 71% e com uma única passagem, operando a 1,30 bar e sofrendo uma queda de pressão de 0,32 bar.

No topo da mesma é possível extrair uma mistura rica em 2-metil-butano e em 2,2-dimetil-butano a 76°C e 1,3 bar, posteriormente arrefecida pelo aero-arrefecedor AC-803, onde atinge 63°C.

De seguida, parte dos hidrocarbonetos são novamente enviados para o 2º prato da coluna enquanto que a restante mistura é direccionada para o tanque de armazenamento de produto, passando por um aero-arrefecedor e por dois permutadores de modo a que a temperatura final seja 37°C. Quando necessário, antes de chegar ao tanque a mistura é desviada para a secção 500, servindo como regenerante.

Lateralmente é extraída uma mistura composta essencialmente por n-hexano, 2MP, 3MP, 2,3DMB a 88°C e 1,57 bar, no estado líquido, por sua vez submetida a um aquecimento por parte do Kettle E-806, até atingir 92°C, enviando a porção que sai pelo topo do Kettle de volta para coluna, para o 51º prato, e a restante porção para a secção de secagem da nafta química.

Na parte inferior do DIH saem maioritariamente os hidrocarbonetos C₇ já isomerizados a 91°C e 1,61 bar que, depois de aquecidos até 95°C, ora são enviados novamente para a coluna como refluxo, ora são enviados diretamente para o tanque de armazenamento de produto na secção 100, sendo arrefecidos até chegarem ao seu destino.

Quando necessário, esta mistura, tal como todas as misturas que são encaminhadas para o tanque de armazenamento de produto, pode ser utilizada como alimentação ao revaporizador para que seja feita a regeneração quando necessário.

Secção 900

A secção 900 é composta por uma coluna de lavagem de soda cáustica responsável pelo tratamento dos gases ácidos resultantes da secção reacional.

Esta coluna opera a 38°C e 6,18 bar, é composta por aço-carbono e contém 2 leitos com 51 cm de altura cada um, formados por anéis de raschig de carbono.

Os anéis de raschig permitem aumentar a área de contacto entre o gás ácido e o ácido clorídrico concentrado, crucial para o bom desempenho deste equipamento.

Assim sendo, o gás proveniente do estabilizador a 38,19°C entra na parte de fundo da CS-901, onde o gás é distribuído por um distribuidor de gás de Monel, por ser um material bastante resistente à corrosão do ácido. [18]

O segundo leito da coluna é o primeiro a entrar em contacto com o gás ácido, sendo por isso o leito onde a maior parte do ácido clorídrico é retido. O primeiro leito acaba por ser um leito de salvaguarda que garante que à saída da CS-901 o gás se encontra completamente isento de compostos ácidos nocivos ao ambiente, saindo a uma temperatura de 37°C e à pressão de 3,92 bar.

Sabe-se que para o correto funcionamento desta coluna a solução de HCl tem de ter uma concentração de 10% wt.

Uma vez que à medida que a reação ocorre é libertada água, como já fora explicitado acima na reação descrita nos pressupostos, é necessária a adição periódica de C₂Cl₄ com uma concentração de 14%wt, sendo a substituição feita semanalmente. [6]

5

Balanço Global do Processo²

5.1. Balanço Global do Processo – Caso de Estudo 1

5.1.1. Balanço de Massa Global

Para verificação do Balanço de Massa Global do Processo do primeiro caso de estudo, identificaram-se as correntes de entrada (**S-101, S-102, S-201, S-301, S-906**) e as correntes de saída (**S-603, S-847, S-911, S-905**).

Somadas todas as correntes referentes à fronteira global, verificou-se uma entrada e saída de 18,19 ton/h, com uma diferença de 1,45 Kg/h, como se pode verificar na tabela 15.

Tabela 15 - Balanço de Massa Global- Caso de Estudo 1

Correntes de Entrada	Quantidade (ton/h)
S-101	1,90E-06
S-102	2,10E-03
S-201	7,45
S-301	10,73
S-906	2,10E-03
Total:	18,19
Correntes de Saída	Quantidade (ton/h)
S-603	0,00 ³
S-847	10,76
S-905	7,43
S-911	2,10E-03
Total:	18,19
Diferença:	1,45 Kg/h

² As diferenças de massa verificadas à entrada e à saída da fronteira global devem-se à sensibilidade do programa utilizado para simulação, sendo inferior a 3% em ambos os casos e por isso desprezada.

³ A corrente S-603 é de 0,00 ton/h uma vez que de acordo com os dados adquiridos na base de dados, era desprezável a existência de fuel-gás.

5.1.2. Consumo de Utilidades

Associado ao Balanço Energético está o consumo de utilidades por parte dos equipamentos.

Na tabela 16 pode observar-se o consumo feito por hora:

Tabela 16 - Consumo de Utilidades - Caso de Estudo 1

Utilidade	Consumo
Eletricidade	547,14 KW/h
Água de Refrigeração	61,95 ton/h
Vapor de Baixa Pressão	10,85 ton/h
Vapor de Média Pressão	7,01 ton/h
Vapor de Alta Pressão	13,42 ton/h

5.2. Balanço Global do Processo- Caso de Estudo 2

5.2.1. Balanço de Massa Global

Para verificação do Balanço de Massa Global do Processo do segundo caso de estudo, analogamente ao que foi feito no primeiro caso, identificaram-se as correntes de entrada (**S-101, S-102, S-201, S-301, S-906**) e de saída (**S-603, S-849, S-905, S-911**).

Somadas todas as correntes da fronteira global, verificou-se uma entrada e saída de 53,10 ton/h, com uma diferença de 3,96 Kg/h (tabela 17).

Tabela 17 - Balanço de Massa Global - Caso de Estudo 2

Correntes de Entrada	Quantidade (ton/h)
S-101	0,01E-03
S-102	6,03E-03
S-201	20,66
S-301	32,39
S-906	6,03
Total:	53,06
Correntes de Saída	Quantidade (ton/h)
S-603	0,00
S-849	32,45
S-905	6,04E-03
S-911	20,60
Total:	53,06
Diferença:	3,96 Kg/h

5.2.2. Consumo de Utilidades

Tabela 18 - Consumo de Utilidades - Caso de Estudo 2

Utilidade	Consumo
Eletricidade	1255,42 KW/h
Água de Refrigeração	69,21 ton/h
Vapor de Baixa Pressão	10,97 ton/h
Vapor de Média Pressão	11,85 ton/h
Vapor de Alta Pressão	45,89 ton/h

As folhas de balanço de cada equipamento de ambos os casos de estudo encontram-se no Anexo III.

6

Dimensionamento dos Equipamentos⁴

Colunas de Adsorção

Com o intuito de se dimensionarem as colunas de adsorção de impurezas do Hidrogénio e de Nafta, foi feita uma correlação linear entre colunas de uma unidade de isomerização semelhante.

Para possibilitar este termo de comparação, admitiu-se que a quantidade de impurezas a reter das colunas da unidade semelhante já projetada é também linear com a quantidade de impurezas admitidas para efeitos de estudo, tanto na nafta fresca como no hidrogénio.

De acordo com o manual de operações *LIGHT NAPHTA ISOMERIZATION UNIT*, que descreve uma unidade com uma capacidade de produção de 27,6 ton/h de isomerado, são necessários 1,93 m³ de adsorvente PDG-418 para cada coluna de secagem de hidrogénio e 5,90 m³ de HPG-250 para cada coluna de secagem de nafta fresca [6].

Com isto concluiu-se que para o primeiro caso de estudo, cuja produção é de 10,8 ton/h de produto, seriam necessários 2,20 m³ de HPG-250 e 0,77 m³ de PDG-418 e que, para o segundo, com uma produção de 32,4 ton/h, seriam necessários 6,34 m³ de HPG-250 e 2,20 m³ de PDG-418.⁵

Obtidos estes resultados, foi possível determinar a massa de adsorvente para cada coluna, de acordo com a densidade de cada adsorvente presente na tabela 19, e, de seguida, calcular a queda de pressão segundo a equação de Ergun, equação 1, utilizada em casos onde o leito é compactado, e onde os fatores A e B tomam valores de 150 e 1,75, respetivamente. [14]

⁴ Folhas de Especificação dos Equipamentos – Anexo IV.

⁵ Uma vez que as colunas de secagem de hidrogénio apresentam as mesmas dimensões, tal como as colunas de secagem de nafta, foi dimensionada uma coluna de cada secção.

Calculada a queda de pressão e o volume teórico⁶ de cada coluna, calculam-se os volumes das tampas, de acordo com as equações presentes no Anexo V.

Somando-se o volume das tampas com o volume teórico, obtém-se o volume real do equipamento.

É de notar que a espessura dos equipamentos tem uma estreita ligação com a sua pressão de operação. Para o cálculo da espessura das paredes do equipamento utilizou-se a equação 2.

Tabela 19 - Características dos Adsorventes [19]

	PDG-418	HPG-250
ρ adsorvente (Kg/m ³)	655	640
ε	0,4	0,4
Φ	1	0,78
Diâmetro da partícula (mm)	2	2

$$\frac{\Delta P}{L} = A \frac{(1 - \varepsilon_p)^2}{\varepsilon_p^3} \times \frac{\mu v}{\Phi^2 d_p^2} + B \frac{(1 - \varepsilon_p) \rho v^2}{\varepsilon_p^3 \Phi d_p}$$

Equação 1 - Equação de Ergun para o Cálculo da Queda de Pressão em Leitos Compactados [14]

Com,

L	Comprimento	m
ε	Porosidade	Adimensional
μ	Viscosidade	Pa/s
Φ	Esfericidade	Adimensional
ρ	Densidade	Kg/m ³

$$e = \frac{P \cdot D}{2f - P}$$

Equação 2 - Cálculo da Espessura das paredes dos equipamentos, de acordo com a sua pressão de operação [14]

Onde,

e	Espessura da parede do reator	mm
f	Força do material mais adequado	N/mm ²
P	Pressão de Operação	Pa
D	Diâmetro do Equipamento	mm

À espessura calculada é adicionada a corrosão prevista ao tipo de material escolhido causada pela mistura. Neste caso o valor admitido é de 3 mm de corrosão.⁷

⁶ O volume teórico consiste no volume necessário para o processo, sem contar com as tampas do equipamento.

⁷ Informação dada pela Refinaria de Matosinhos.

Para terminar o dimensionamento deste tipo de equipamento, calculou-se a espessura da parede dos pratos que sustentam o adsorvente de acordo com a equação 3.

$$t = C \cdot D^2 \cdot \sqrt{\frac{4Mg}{\pi f}}$$

Equação 3 - Cálculo da Espessura da parede do prato detentor do leito [14]

Com,

C	Fator de Correção	Adimensional
D	Diâmetro do Reator	m
f	Força do material que constitui o prato ou reator	N/mm ²
Mg	Massa de catalisador	Kg
t	Espessura da parede do prato	mm

Tabela 20 - Resultados do Dimensionamento das Colunas de Secagem para ambos os casos de estudo

	Caso de Estudo I		Caso de Estudo II	
	Colunas de H ₂	Colunas de LSRN	Colunas de H ₂	Colunas de LSRN
M Catalisador (ton)	0,50	1,41	1,44	4,06
L (m)	2,07	2,93	2,24	3,18
D (m)	0,69	0,98	1,12	1,59
ε	0,40	0,40	0,40	0,40
Φ	1,00	0,78	1,00	0,78
μ (Pa/s)	8,65E-04	2,71E-04	1,05E-05	1,94E-04
Dp (mm)	2,00	2,00	2,00	2,00
Área transversal (m²)	0,37	0,75	0,98	1,99
Nº de leitos	1	1	1	1
ΔP (Pa)	4356,38	4585,15	90,98	3921,45
C	0,43	0,43	0,43	0,43
f (N/mm²)	304,00	304,00	304,00	304,00
t (mm)	0,30	1,00	1,32	4,49
Fator de corrosão (mm)	3,00	3,00	3,00	3,00
e (mm)	1,74	3,32	6,09	8,67
Espessura corrigida (mm)	4,74	6,32	9,09	11,67

Reatores

Para o dimensionamento dos Reatores, é necessário conhecer o tempo de residência, LHSV, o Caudal Volumétrico, Qv, a massa específica e a viscosidade do fluido que alimenta cada reator, bem como os dados relativos ao catalisador utilizado, estando os parâmetros acima supracitados nas tabelas 21, 22 e 23.

Sabendo o LHSV e o Qv, calcula-se o volume de catalisador necessário segundo a equação 4.

$$LHSV = \frac{Q_v (15^\circ C, 1atm)}{V_{catalisador}}$$

Equação 4

Com,

Q_v	Caudal Volumétrico	m^3/s
$V_{catalisador}$	Volume de catalisador	m^3
LHSV	Tempo espacial	s^{-1}

De seguida, com a densidade do leito descobre-se a massa de catalisador necessária em cada reator, assume-se uma razão L/D^8 respeitante à geometria dos equipamentos em análise, e calcula-se a velocidade superficial de escoamento de acordo com a área transversal de cada reator.

Adquiridos estes valores, e uma vez que a mistura de hidrocarbonetos está na fase gasosa em todos os reatores presentes e o leito é bastante compactado, utilizou-se a equação de Ergun para o cálculo da queda de pressão e as equações 2 e 3 para o cálculo da espessura da parede e da parede dos pratos que suportam o catalisador.

Tabela 21 - Características do Catalisador H-18 para efeitos de dimensionamento do Reator R-701 [20]

Catalisador H-18	
Área de Superfície (cm^2/g)	195,00
Volume do poro (cm^3/g)	0,67
Diâmetro médio do poro (mm)	0,30
Dispersão metálica	0,63
% wt de Platina	0,92
Porosidade	0,50
pleito (Kg/m^3)	720,00
Esfericidade	0,45
Diâmetro médio da partícula (mm)	0,30
Ciclo de vida (anos)	11

Tabela 22 – Características do Catalisador I-84 para efeitos de dimensionamento dos Reatores R-702 A e B [14,19]

Catalisador I-84	
Porosidade	0,50
pleito (Kg/m^3)	785,00
Diâmetro médio da partícula (mm)	1,60
Forma	<i>Trilobed Extrudate</i>
Esfericidade	0,78
Ciclo de vida (anos)	10

⁸ Esta razão é inicialmente estimada, sendo por ventura alterada caso a queda de pressão calculada com a Equação de Ergun seja elevada.

Tabela 23 - Dados e Resultados do Dimensionamento dos Reatores para ambos os casos de estudo

		Caso de Estudo 1			Caso de Estudo 2		
		R-701	R-702 A	R - 702 B	R-701	R-702 A	R-702 B
Dados							
LHSV	h^{-1}	2,70	1,23	1,33	2,70	1,23	1,33
Qv (15°C, 1 atm)	Nm^3/h	23,38	19,82	19,82	93,28	93,33	93,33
Volume de catalisador	m^3	8,66	16,11	16,11	34,55	75,88	75,88
Massa de Catalisador	ton	6,24	12,65	12,65	24,87	59,57	59,57
L/D admitido		3,00	3,00	3,00	3,00	3,00	3,00
Resultados							
L teórico⁹	m	4,63	5,69	5,69	7,34	9,54	9,54
D	m	1,54	1,90	1,90	2,45	3,18	3,18
μ	Pa/s	2,66E-04	1,18E-04	2,58E-04	1,69E-05	1,27E-05	1,27E-05
Número de Leitos	-	1	1	1	1	1	1
ΔP	Pa	703,12	254,03	553,30	178,03	79,67	79,59
t	mm	5,23	11,27	11,27	26,29	68,75	68,75
C		0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43
f	N/mm^2	304,00	304,00	304,00	304,00	304,00	304,00
e	mm	6,00	10,34	10,34	10,60	18,85	18,85
corrosão estimada	mm	3,00	3,00	3,00	3,00	3,00	3,00
e corrigida	mm	9,00	13,34	13,34	13,60	21,85	21,85

É de relembrar que os reatores R-702 A e B são do mesmo tamanho e geometria, podendo assumir o papel de equipamento principal alternadamente, onde é efetuada a maior parte da reação, sendo que o processo pode também operar apenas com um reator enquanto é feita a manutenção do outro equipamento. Como tal, admitiu-se que o caudal volumétrico à entrada do R-702 B é o mesmo que o caudal volumétrico do reator anterior para efeitos de dimensionamento, bem como a massa de catalisador, para não comprometer a aptidão deste reator secundário em desempenhar as suas funções nas situações ocasionais indicadas.

No entanto, a queda de pressão aqui calculada é diferente, uma vez que a viscosidade e densidade da mistura admitida para o reator R-702 B não é a mesma da alimentação do R-702 A.

Colunas de Destilação

No sentido de se dimensionarem as colunas de destilação incluídas no processo, foram definidas as dimensões dos pratos perfurados simples geralmente utilizados para o efeito, indicadas na tabela 24.¹⁰

⁹ A altura teórica corresponde a altura calculada para o equipamento sem contar com as tampas de topo e de fundo.

¹⁰ Dimensões escolhidas por serem muito usuais na Indústria Química

Tabela 24 - Dimensões dos pratos de perfuração simples escolhidos [14]

Pratos perfurados simples	
Espessura do prato	5 mm
Diâmetro do buraco	5 mm
Altura do prato	50 mm

Encontradas as condições operatórias ideais para que seja possível a simulação de cada coluna em *Aspen*, é possível extrair várias informações relativas ao equipamento, nomeadamente o diâmetro da coluna, a velocidade a que se encontra o líquido na área lateral, o comprimento de cada prato, entre outras.

Para ter acesso a este tipo de dados no programa, seguem-se os seguintes passos:

- **Simulation**
- **Blocks** (Escolher o bloco referente à coluna que se está a dimensionar)
- **Sizing and Rating**
- **Tray Sizing**
- **Results**

O simulador assume automaticamente alguns pressupostos, nomeadamente que a razão entre a área seccional da coluna e a área lateral por onde passa o líquido é 0,1, o espaçamento entre pratos é 0,61 m, que existe uma única passagem por entre os pratos perfurados e que a área total de buracos por prato corresponde a 10% da área ativa.

Todos estes valores podem ser alterados pelo utilizador.

Em *Tray Sizing*, podem visualizar-se os diâmetros calculados automaticamente para cada prato pertencente à coluna em *Profiles*.

Esta ferramenta torna-se útil no sentido em que podem existir diferenças significativas de diâmetro a partir de um dado prato para que não ocorra secagem dos mesmos. Aqui é possível verificar um estreitamento dos pratos do estabilizador do 1º ao 15º prato.

A partir do diâmetro da coluna dado pelo programa, calcula-se a área seccional da coluna, A_c , e de seguida, a área lateral, A_d .

Feitos todos estes passos, é possível aplicar as seguintes equações:

$$A_n = A_c - A_{d^{11}}$$

Equação 5

$$A_a = A_c - 2A_d$$

Equação 6

$$A_h = 0,10 \times A_a$$

Equação 7

¹¹ Equação válida apenas para pratos perfurados simples.

Com,

A_a	área ativa	m^2
A_d	área lateral	m^2
A_h	área da perfuração no prato	m^2
A_n	área disponível para separação do gás – líquido	m^2

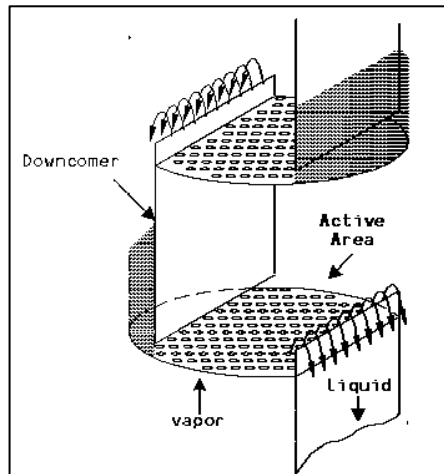


Figura 23 - Esquema do interior de uma coluna de destilação [21]

A velocidade de inundação é dada pela equação 10, em que K_1 corrigido consiste na correção de uma constante obtida pela figura retirada do livro *Chemical Engineering* de J.M. Coulson, a jusante.

$$FLV = \frac{L_m}{V_m} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

Equação 8

$$K_{1, \text{corrigido}} = K_1 \times (\sigma / 0.02)^{0.2}$$

Equação 9

$$u_f = K_{1, \text{corrigido}} \times \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}}$$

Equação 10

Com,

FLV	Fator relacionado com o caudal líquido – vapor em cada prato	Adimensional
L_m	Caudal líquido	Kg/s
V_m	Caudal de vapor	Kg/s
ρ_v	Densidade de vapor	Kg/m ³
ρ_l	Densidade de líquido	Kg/m ³
σ	Tensão superficial do líquido	N/m
u_f	Velocidade de inundação	m/s

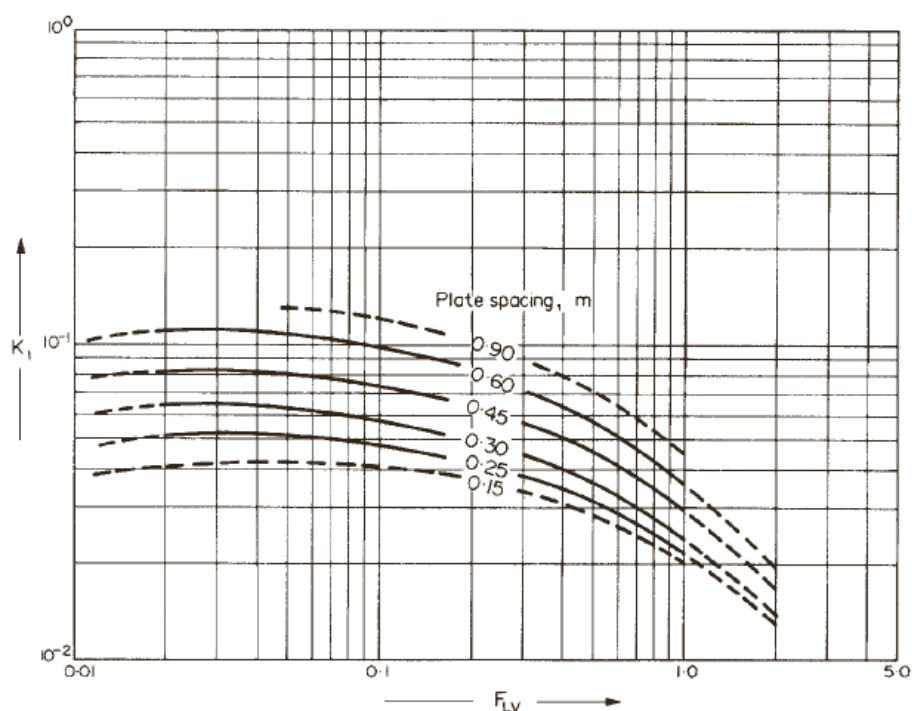


Figura 24 – Gráfico para a determinação do fator de correção K1 [22]

Para o cálculo dos caudais volumétricos máximos de gás e de líquido, são utilizadas as equações que se seguem:

$$\varphi_{v.máx} = \frac{V_m}{\rho_v}$$

Equação 11

$$\varphi_{l.máx} = \frac{L_m}{\rho_L}$$

Equação 12

Com,

$\varphi_{v.máx}$	Caudal volumétrico máximo de gás	m ³ /s
$\varphi_{l.máx}$	Caudal volumétrico máximo de líquido	m ³ /s
V_m	Caudal de gás	Kg/s
L_m	Caudal de líquido	Kg/s
ρ_v	Densidade média do gás	Kg/m ³
ρ_L	Densidade média do líquido	Kg/m ³

O caudal volumétrico mínimo de líquido é definido como 70% do caudal volumétrico máximo.

Sabendo o caudal volumétrico máximo de gás, é possível calcular a velocidade de vapor máxima e a velocidade de operação.

$$u_{\text{operação}} = \frac{\varphi_{v,\text{máx}}}{A_n}$$

Equação 13

$$u_{h,\text{máx}} = \frac{\varphi_{v,\text{máx}}}{A_h}$$

Equação 14

Por fim, calculou-se a queda de pressão total verificada em cada coluna de destilação, tendo em conta as equações presentes no anexo VI, necessárias para calcular a queda de pressão por prato.

$$\Delta P_{\text{total}} = \Delta P_{\text{prato}} \times \text{número de pratos}$$

Equação 15

De acordo com o livro *Chemical Engineering* escrito por J.M. Coulson, para um correto funcionamento deste equipamento, a queda de pressão em cada prato deve-se encontrar no intervalo compreendido entre 0,004 bar e 0,008 bar, o que acontece em todas as colunas de destilação dimensionadas em ambos os casos.

Tabela 25 - Resultados do Dimensionamento das Colunas de Destilação presentes no Caso de Estudo I

Resultados Caso de Estudo I		DIP	Estabilizador	DP	DIH
D_c	m	1,71	4,13/4,32	1,16	1,50
u_f	m/s	0,94	0,33	0,01	1,32
$u_{\text{operação}}$	m/s	0,50	0,12	1E-03	0,58
$\varphi_{v,\text{máx}}$	m^3/s	1,03	1,58	1E-03	0,78
$\varphi_{l,\text{máx}}$	m^3/s	0,20	0,11	2E-03	2E-03
$\varphi_{l,\text{mín}}$	m^3/s	0,14	0,08	1E-03	1,5E-03
$u_{h,\text{máx}}$	m/s	4,64	1,12	0,01	4,56
Altura teórica da coluna	m	48,16	17,69	48,16	48,16
Altura da coluna	m	48,84	19,30	48,66	48,66
ΔP_{prato}	bar	0,005	0,004	0,0044	0,004
ΔP_{total}	bar	0,43	0,29	0,35	0,32

Tabela 26 - Resultados do Dimensionamento das Colunas de Destilação presentes no Caso de Estudo II

Resultados Caso de Estudo II		DIP	Estabilizador	DP	DIH
D_c	m	2,37	6,98/8,36	1,6	6,10
u_f	m/s	0,42	0,27	0,33	1,28
$u_{\text{operação}}$	m/s	0,06	0,02	0,13	0,01
$\varphi_{v,\text{máx}}$	m^3/s	0,23	0,81	0,23	0,30
$\varphi_{l,\text{máx}}$	m^3/s	0,02	0,03	0,02	0,02
$\varphi_{l,\text{mín}}$	m^3/s	0,01	0,02	0,02	0,02
$u_{h,\text{máx}}$	m/s	0,56	0,15	1,19	0,11
H teórica da coluna	m	48,16	17,69	48,16	48,16
H da coluna	m	49,06	21,04	48,80	50,31
ΔP_{prato}	bar	0,005	0,004	0,0044	0,004
ΔP_{total}	bar	0,43	0,29	0,35	0,32

Acumuladores

Os acumuladores retêm os condensados provenientes do equipamento onde tenha ocorrido separação de fases.

Normalmente, os tempos de residência nestes equipamentos variam entre 5 a 10 minutos e a razão L/D, respeitante à geometria do equipamento, entre 2,5 a 6. Dito isto assumiu-se um tempo de residência médio de 7,5 minutos e uma razão L/D de 4, em que L corresponde ao comprimento do acumulador e D ao diâmetro.

De seguida, para o cálculo do volume dos diferentes acumuladores, foram retirados os caudais mássicos, a densidade da mistura de entrada para cada um e utilizada a seguinte equação:

$$V = \left(\frac{\dot{m}_{mistura}}{\rho_{mistura}} \right) \cdot \left(\frac{\tau}{60} \right)$$

Equação 16

Com,

V	Volume do acumulador	m ³
$\dot{m}_{mistura}$	Caudal mássico	Kg/h
$\rho_{mistura}$	Densidade	Kg/m ³
τ	Tempo de residência	min ⁻¹

Para o cálculo do diâmetro selecionou-se previamente o tipo de acumulador desejado. Em casos cuja pressão de operação era igual ou inferior a 10,34 bar, foi selecionado o acumulador do tipo *Torispherical Head*, e, para pressões superiores à pressão citada, o tipo *Ellipsoidal Head*.

A cada tipo está associado um valor para o fator geométrico, fhv. Caso o acumulador assumia uma forma elipsoidal, fhv toma o valor de 0,1309 e, caso contrário, o valor de 0,0778.

$$D = \frac{V^{1/3}}{\pi + 2fhv}$$

Equação 17

Com,

D	Diâmetro do Equipamento	m
fhv	Fator Geométrico	Adimensional

Tabela 27 - Dados e Resultados dos Acumuladores – Caso de Estudo I

	D 301	D 601	D 801	D 802	D 803
Dados para Efeitos de Cálculo					
τ (min)	7,50	10,00	7,50	7,50	7,50
\dot{m} (ton/h)	27,53	14,36	13,23	18,17	31,45
ρ (Kg/m ³)	578,70	597,07	568,30	589,89	585,35
T (°C)	60,17	68,02	38,19	51,03	69,00
P (bar)	2,74	6,08	14,80	2,05	1,30
Resultados					
V (m ³)	5,95	4,01	2,91	3,85	6,72
L/D	4,00	4,00	4,00	3,00	4,00
f _{hv}	0,08	0,08	0,13	0,08	0,08
D (m)	1,22	1,07	0,95	1,05	1,27
L (m)	4,87	4,27	3,80	4,21	5,07
Tipo de cabeça	<i>Torispherical</i>	<i>Torispherical</i>	Ellipsoidal Head	<i>Torispherical</i>	<i>Torispherical</i>
e (mm)	0,80	1,41	2,81	0,69	0,63
e real (mm) ¹²	3,80	4,41	5,81	3,69	3,63

Tabela 28 - Dados para Efeitos de Cálculo dos Acumuladores e Respetivos Resultados para o Caso de Estudo II

	D 301	D 601	D 801	D 802	D 803
Dados para Efeitos de Cálculo					
τ (min)	7,50	10,00	7,50	7,50	7,50
\dot{m} (ton/h)	47,49	56,92	48,09	29,30	38,86
ρ (Kg/m ³)	533,86	593,08	58,00	109,18	572,04
T (°C)	58,58	68,00	38,19	57,13	50,00
P (bar)	2,74	6,08	13,71	2,05	1,30
Resultados					
V (m ³)	11,12	16,00	103,64	33,55	8,49
L/D	4	4	4	3	4
f _{hv}	0,08	0,08	0,13	0,08	0,08
D (m)	1,50	1,69	3,12	1,36	1,36
L (m)	6,00	6,77	12,49	4,09	5,46
Tipo de cabeça	<i>Torispherical</i>	<i>Torispherical</i>	<i>Ellipsoidal head</i>	<i>Torispherical</i>	<i>Torispherical</i>
e (mm)	1,24	2,83	9,53	1,13	0,68
e real (mm) ¹⁴	4,26	5,85	12,55	4,15	3,70

¹² Foi admitida uma corrosão equivalente a 3 mm de espessura para o material escolhido.

Permutadores

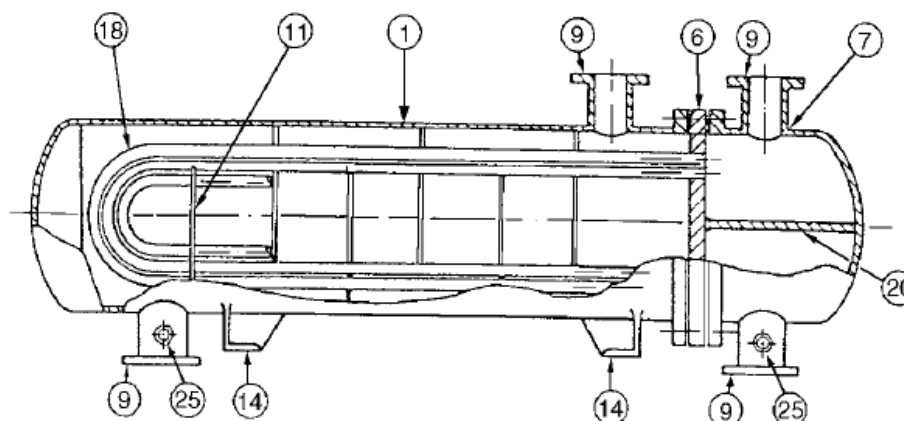


Figura 25 - Esquema de um Permutador de calor, do tipo carcaça e tubos [22]

O permutador de calor, tal como representado na figura 25, é bastante complexo. Este pode ser simulado em *Aspen*, com maior ou menor rigor, consoante o método e tipo de simulação escolhido, tal como explicado no Anexo II.

Uma vez que para o método mais preciso são pedidas características muito específicas, tal como o diâmetro da carcaça e *pitch* admitido, só conseguidos por métodos analíticos, optou-se por se dimensionar os permutadores de forma analítica, seguindo as instruções do livro *Chemical Engineering* de J.M. Coulson. Desta forma o *Aspen* foi apenas utilizado para confirmação dos valores obtidos.

Existem intervalos de velocidades ideais para líquidos e gases¹³ a ter em consideração para um correto dimensionamento, quer passem na carcaça ou nos tubos.

Assim sendo admitiram-se os intervalos de velocidades indicados na tabela 29, para efeitos de dimensionamento.

Tabela 29 - Intervalos ideais das velocidades de passagem nos tubos e na carcaça dos permutadores para efeitos de dimensionamento [22]

Passagem nos tubos	
Água	1 – 2,5 m/s
Restantes fluídos	1 – 2 m/s
Passagem na Carcaça	
Fluído	0,3 – 1 m/s
Passagem na Carcaça/tubos	
VBP	10 – 30 m/s
VMP	7 – 20 m/s
VAP	5 – 10 m/s

De acordo com as equações 18 e 19, sabendo a quantidade de calor trocado, admitindo um intervalo de 15 a 20°C entre as temperaturas de saída das correntes fria e quente, e considerando trocas perfeitas, ou seja, $\Delta T_m = \Delta T_{ml}$, fica por identificar o coeficiente global de

¹³ O vapor passa sempre na carcaça, sendo este condensado após permuta de calor e recolhido numa bota que se encontra por baixo do permutador. Em caso de passagem líquido-líquido é o fluído menos viscoso que passa pelos tubos devido à queda de pressão e por questões práticas de limpeza.

transferência de calor para determinar a área disponível necessária para que seja efetuada a troca energética.

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \cdot F \leftrightarrow Q = U \cdot A \cdot \Delta T_m \leftrightarrow A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_m}$$

Equação 18

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}}$$

Equação 19

Com,

Q	Calor trocado	W
U	Coeficiente Global de Transferência de Calor	W/m ² .°C
A	Área de superfície de contacto	m ²
ΔT _{ml}	Diferença de temperatura média logarítmica	°C
F	Fator de correlação	Adimensional
T ₁	Temperatura de entrada da corrente quente	°C
T ₂	Temperatura de saída da corrente quente	°C
t ₁	Temperatura de entrada da corrente fria	°C
t ₂	Temperatura de saída da corrente fria	°C

Os coeficientes de transferência de calor utilizados foram coeficientes sujos retirados de permutadores já existentes na Refinaria, semelhantes aos projetados.

Admitiu-se um valor sujo do coeficiente de transferência de calor, com base em incrustações formadas ao longo do tempo, para possibilitar que os equipamentos desempenhem as suas funções quando nesse estado, diminuindo o número de paragens necessárias para limpeza da unidade.

Tabela 30 - Coeficientes de Transferência de Calor Admitidos

Tubo	Carcaça	U (W/m ² .°C)
LSRN	LSRN	397,00
LSRN	VBP	554,00
LSRN	VMP/VAP	640,00
Água de Refrigeração	LSRN	250,00

Tabela 31 - Determinação da área de transferência necessária para o permutador de troca de calor entre correntes LSRN (Tecnologia Pinch) - Caso de Estudo I.

Permutador Tecnologia Pinch	Q (W)	U (W/m ² .°C)	ΔT _{ml} (°C)	A (m ²)
E-301	1,85E+05	397,00	46,92	9,92

Tabela 32 - Determinação da área de transferência de calor necessária para os permutadores a vapor – Caso de Estudo I

Permutadores a vapor	Utilidade	Lado	Q (W)	U (W/m ² .°C)	ΔT _{ml} (°C)	A (m ²)
E-302	VBP	Carcaça	1,46E+05	554,00	92,69	2,85
E-701	VAP	Carcaça	5,34E+06	640,00	276,43	30,19
E-805	VBP	Carcaça	1,16E+06	554,00	30,84	68,08
E-809	VBP	Carcaça	3,01E+05	554,00	91,43	5,95

Tabela 33 - Determinação da área de transferência de calor necessária para os condensadores - Caso de Estudo I

Condensadores	Utilidade	Lado	Q (W)	U (W/m ² .°C)	ΔT _{ml} (°C)	A (m ²)
E-702	A.REF.	Tubos	-8,31E+04	250,00	50,77	6,54
E-703	A.REF.	Tubos	-1,98E+05	250,00	51,80	15,27
E-802	A.REF.	Tubos	-4,50E+04	250,00	9,59	18,54
E-803	A.REF.	Tubos	-9,66E+05	250,00	85,39	45,23
E-808	A.REF.	Tubos	-1,70E+05	250,00	29,63	23,00
E-501	A.REF.	Tubos	-1,96E+05	250,00	137,90	5,68

Tabela 34 - Determinação da área de transferência necessária para o permutador de troca de calor entre correntes LSRN (Tecnologia Pinch) - Caso de Estudo II

Permutador Tecnologia Pinch	Q (W)	U (W/m ² .°C)	ΔT _{ml} (°C)	A (m ²)
E-301	7,69E+05	397,00	45,06	154,80

Tabela 35 - Determinação da área de transferência de calor necessária para os permutadores a vapor – Caso de Estudo II

Permutadores a vapor	Utilidade	Lado	Q (W)	U (W/m ² .°C)	ΔT _{ml} (°C)	A (m ²)
E-302	VBP	Carcaça	6,28E+05	554,00	87,75	12,91
E-701	VAP	Carcaça	1,83E+07	640,00	282,07	101,22
E-805	VBP	Carcaça	5,63E+06	554,00	34,67	293,08
E-809	VBP	Carcaça	5,08E+05	554,00	81,58	11,24

Tabela 36 - Determinação da área de transferência de calor necessária para os condensadores - Caso de Estudo II

Condensadores	Utilidade	Lado	Q (W)	U (W/m ² .°C)	ΔT _{ml} (°C)	A (m ²)
E-702	A.REF.	Tubos	-2,75E+05	250,00	49,92	22,12
E-703	A.REF.	Tubos	-6,69E+05	250,00	50,56	52,96
E-802	A.REF.	Tubos	-1,28E+05	250,00	7,48	68,32
E-803	A.REF.	Tubos	-8,61E+05	250,00	54,03	63,76
E-808	A.REF.	Tubos	-8,83E+04	250,00	15,49	22,95
E-501	A.REF.	Tubos	-6,46E+05	250,00	136,01	68,39

A quantidade de água necessária para cada condensador de modo a obedecer ao ΔT_{ml} pré-definido, foi retirado no Aspen, na simulação dos permutadores pelo método *Shorcut*, tipo *Design*.

Já no que diz respeito aos permutadores a vapor, a quantidade de vapor utilizado é feita analiticamente, de acordo com a entalpia de condensação¹⁴, segundo a seguinte expressão:

$$\dot{m}_{vapor} = \frac{Q}{\Delta H_{condensação}}$$

Equação 20

Com,

\dot{m}_{vapor}	Caudal de vapor	Kg/h
Q	Calor retirado ao vapor ¹⁵	KJ/h
$\Delta H_{condensação}$	Entalpia de condensação	KJ/Kg

Após ter sido determinada a quantidade de utilidade necessária foi definida a disposição dos tubos, o tipo de chicanas, o número de passagens pelos tubos e pela *carcaça* e as dimensões dos tubos utilizados.

Definiu-se que os tubos estariam numa disposição triangular e as chicanas dispostas tal como sugere a figura 26.

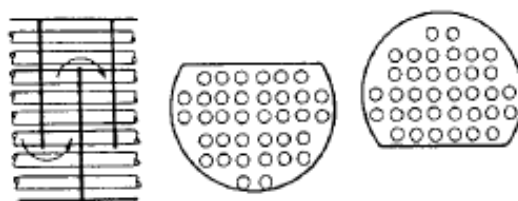


Figura 26 - Disposição das chicanas definida [22]

Na figura 27 estão representados os diâmetros exteriores e espessura de tubos usualmente utilizados, tendo comprimentos comuns de 1.83, 2.44, 3.66, 4.88, 6.10 e 7.32 metros.

Table 12.3. Standard dimensions for steel tubes

Outside diameter (mm)		Wall thickness (mm)			
16	1.2	1.6	2.0	—	—
20	—	1.6	2.0	2.6	—
25	—	1.6	2.0	2.6	3.2
30	—	1.6	2.0	2.6	3.2
38	—	—	2.0	2.6	3.2
50	—	—	2.0	2.6	3.2

Figura 27 - Dimensão dos tubos utilizados para efeitos de cálculo [22]

O número de tubos no permutador, que por sua vez tem grande impacto na queda de pressão verificada, está intimamente relacionado com a área necessária para a troca de calor.

De seguida, foi calculado o Diâmetro de *Feixe de tubos*, de acordo com a equação 21, também ele intimamente relacionado com as dimensões dos tubos escolhidos.

¹⁴ Valor retirado no Aspen

¹⁵ Tanto o calor retirado ao vapor como o calor de condensação tomam valores negativos.

$$Db = d_0 \left(\frac{Nt}{K_1} \right)^{\frac{1}{n_1}}$$

Equação 21

Com,

Db Diâmetro de *Feixe de tubos* m

d₀ Diâmetro externo do tubo m

Nt Número de tubos

K₁ e n₁ são fatores diretamente relacionados com número de passagens pelos tubos, retirados da figura a jusante.

Triangular pitch, $p_t = 1.25d_o$					
No. passes	1	2	4	6	8
K_1	0.319	0.249	0.175	0.0743	0.0365
n_1	2.142	2.207	2.285	2.499	2.675
Square pitch, $p_t = 1.25d_o$					
No. passes	1	2	4	6	8
K_1	0.215	0.156	0.158	0.0402	0.0331
n_1	2.207	2.291	2.263	2.617	2.643

Figura 28 - Valores de K1 e n1 para o cálculo do diâmetro de *feixe de tubos* [22]

O distanciamento entre os tubos, designado por *pitch*, vai influenciar diretamente a queda de pressão que se verifica na carcaça. Tipicamente este assume valores de 1,25 vezes o diâmetro externo dos tubos escolhidos, podendo este valor variar, indo por vezes até 2 vezes o diâmetro dos tubos.

O diâmetro da carcaça é a soma entre o diâmetro de *feixe de tubos* e o valor obtido na figura 29.

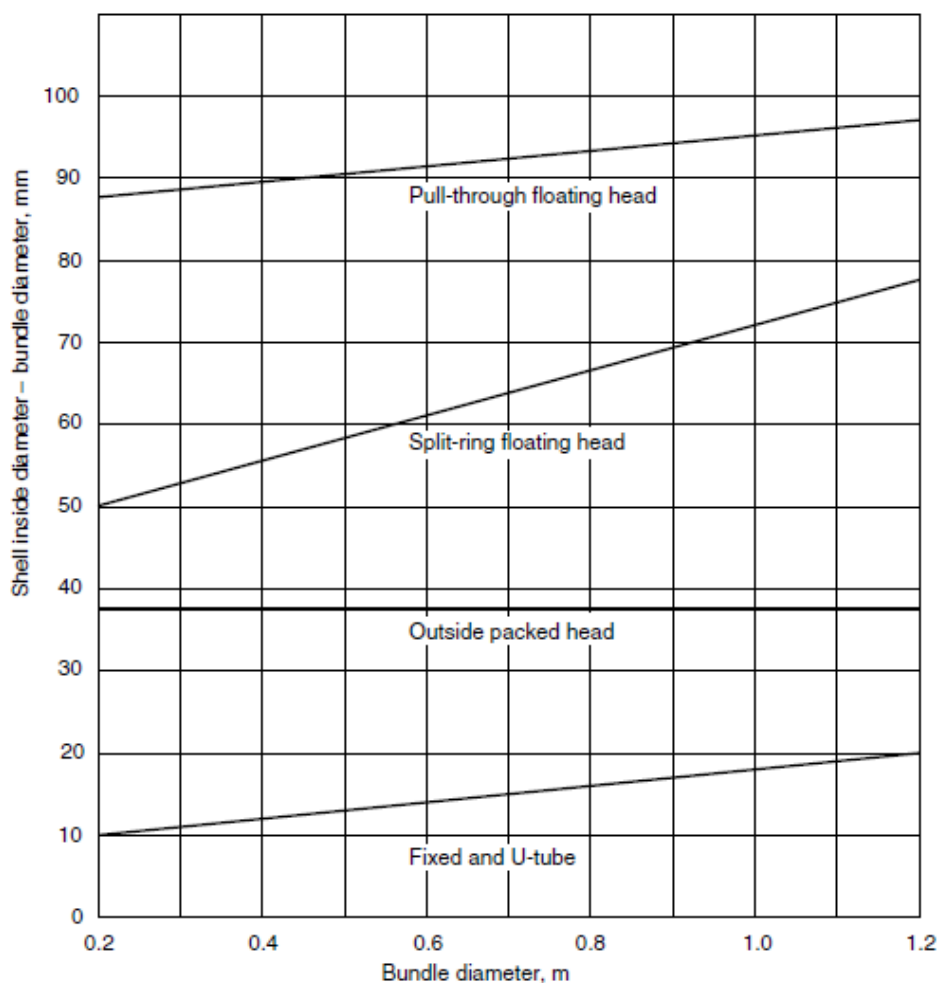


Figura 29 - Gráfico para o cálculo do diâmetro da carcaça [22]

Quando necessário o arrefecimento de uma dada mistura, procede-se à escolha entre um aero-arrefecedor e um condensador, consoante a quantidade de água de refrigeração necessária e a temperatura inicial e final pretendida.

Segundo o livro *Chemical Engineering* de J.M. Coulson é economicamente mais rentável o uso de aero-arrefecedores para arrefecer misturas que se encontrem a uma temperatura inicial superior a 65°C e cuja temperatura final desejada não seja muito próxima da temperatura ambiente. Os condensadores são usualmente utilizados para arrefecer misturas que se encontrem a uma temperatura inicial inferior a 50°C. [6]

No caso da Refinaria de Matosinhos, pôde-se constatar que os condensadores de grandes dimensões levam um caudal máximo de água de cerca de 20 toneladas/hora. A qualquer permutador que excedesse essa quantidade de água era associado um aero-arrefecedor para minimizar os custos¹⁶.

¹⁶ Facto explicativo da existência de mais dois aero-arrefecedores no 2º caso de estudo.

Tabela 37 - Resultados do Dimensionamento do Permutador de Tecnologia Pinch - Caso de Estudo I

	E 301
Quantidade de mistura nos tubos (ton/h)	10,73
Quantidade de mistura na carcaça (ton/h)	9,83
$\rho_{\text{carcaça}}$ (Kg/m ³)	596,01
ρ_{tubo} (Kg/m ³)	660,37
Passagens na Carcaça	1
Passagens no Tubo	2
Tubos	
Número de tubos em U	32
Tubos por passagem	16
espessura (mm)	2,00
diâmetro externo (mm)	20,00
comprimento (m)	4,88
Outros Resultados	
Re carcaça	5,47E+04
Re tubo	5,98E+04
ΔP carcaça (bar)	0,01
ΔP tubo (bar)	0,21
u tubo (m/s)	1,27
u carcaça (m/s)	1,04
Carcaça	
Dfeixe de tubos (mm)	227,50
D carcaça (mm)	237,50
Pitch (mm)	25,40
Material	
Tubos	CS
Carcaça	CS
Condições de Operação	
Temperatura de Operação na Carcaça (°C)	93,72
Temperatura de Operação nos Tubos (°C)	46,89
Pressão de Operação na Carcaça (bar)	20,22
Pressão de Operação nos Tubos (bar)	6,40

Tabela 38 - Resultados do Dimensionamento dos Permutadores a Vapor - Caso de Estudo I

	E 302	E 701	E 805	E 810
Quantidade de vapor (ton/h)	0,24	13,42	1,89	0,49
Quantidade de mistura (ton/h)	10,73	21,82	11,36	3,03
ρ carcaça (Kg/m ³)	0,81	21,15	0,81	0,81
ρ mistura que passa no tubo (Kg/m ³)	580,48	13,88	548,00	5,40
Passagens na Carcaça	1	1	1	1
Passagens no tubo	1	1	8	1
Tubos Escolhidos				
Número de tubos em U	8	79	185	13
Tubos por passagem	8	79	23	13
espessura (mm)	2,00	2,60	2,00	2,00
diâmetro externo (mm)	25,00	25,00	16,00	30,00
comprimento (m)	4,88	4,88	7,33	4,88
Carcaça				
Dfexe de tubos (mm)	182,46	339,46	311,86	269,31
Dcarcaça (mm)	202,46	351,46	325,86	281,31
Pitch (mm)	31,25	62,50	32,00	37,50
Outros Resultados				
Re carcaça	1,90E+03	6,86E+05	7,82E+03	5,35E+07
Re tubo	1,62E+02	6,73E+05	1,02E+05	2,28E+06
ΔP carcaça (bar)	0,66	0,07	0,59	0,13
ΔP tubo (bar)	1,32	0,14	1,72	0,08
u tubo (m/s)	1,99	18,00	2,20	22,67
u carcaça (m/s)	24,77	5,94	30,39	26,42
Material				
Tubos	CS	KCS	CS	CS
Carcaça	CS	KCS	CS	CS
Condições de Operação				
T de Operação na Carcaça (°C)	150,00	450,00	150,00	150,00
T de Operação nos Tubos (°C)	67,00	274,72	132,00	65,71
P de Operação na Carcaça (bar)	2,58	66,71	2,58	2,58
P de Operação nos Tubos (bar)	5,30	14,72	3,17	1,78

Tabela 39 - Resultados do Dimensionamento dos Condensadores - Caso de Estudo I

	E 702	E 703	E 802	E 803	E 808	E 501
Quantidade de Água de Refrigeração (ton/h)	1,05	2,80	17,00	17,00	20,50	3,60
Quantidade de Mistura (ton/h)	21,82	21,82	13,23	14,39	6,83	0,94
ρ carcaça (Kg/m ³)	21,36	21,71	8,39	482,36	336,22	7,19
ρ tubo (Kg/m ³)	957,07	960,03	989,94	991,06	988,23	965,43
Passagens na Carcaça	1	1	1	1	1	1
Passagens no tubo	1	2	6	8	8	8
Tubos						
Número de tubos em U	27	50	60	148	50	16
Tubos por passagem	27	25	10	18	6	2
espessura (mm)	2,00	2,60	2,00	2,60	2,60	2,60
diâmetro externo (mm)	16,00	20,00	20,00	20,00	20,00	16,00
comprimento (m)	4,88	4,88	4,88	4,88	7,33	7,33
Carcaça						
Dfeixe de tubos (mm)	160,93	220,63	319,52	445,94	297,46	153,31
D carcaça (mm)	170,09	231,63	377,52	503,94	354,46	173,31
Pitch (mm)	20,00	28,00	70,00	25,00	60,00	40,00
Outros Resultados						
Re carcaça	1,15E+04	2,31E+04	1,78E+05	3,30E+04	1,13E+05	8,25E+04
Re tubo	4,25E+04	3,63E+04	3,39E+04	2,18E+04	3,25E+04	1,91E+04
ΔP carcaça (bar)	1,50	0,71	0,08	0,15	0,01	0,77
ΔP tubo (bar)	0,29	0,24	1,30	1,33	2,16	2,19
u tubo (m/s)	2,10	1,47	1,83	1,27	1,79	1,53
u carcaça (m/s)	5,84	5,84	13,82	0,48	0,51	19,29

Tabela 40 - Continuação da Tabela anterior.

Material						
Tubos	KCS	KCS	KCS	CS	CS	CS
Carcaça	KCS	KCS	KCS	CS	CS	CS
Condições de Operação						
Temperatura de Operação na Carcaça (°C)	120,00	118,00	40,00	177,64	85,50	316,00
Temperatura de Operação nos Tubos (°C)	94,54	88,88	30,00	76,04	36,10	78,46
Pressão de Operação na Carcaça (bar)	31,40	29,89	14,80	14,82	5,00	12,91
Pressão de Operação nos Tubos (bar)	5,51	5,51	5,51	5,51	5,51	5,51

Tabela 41 - Resultados do Dimensionamento do Permutador com Tecnologia Pinch - Caso de Estudo II

	E 301
Quantidade de mistura nos tubos (ton/h)	32,39
Quantidade de mistura na carcaça (ton/h)	32,00
ρ carcaça (Kg/m^3)	604,49
ρ tubo (Kg/m^3)	646,66
Passagens na Carcaça	1
Passagens no Tubo	6
Tubos	
Número de tubos em U	338
Tubos por passagem	56
espessura (mm)	2,60
diâmetro externo (mm)	20,00
comprimento (m)	7,33
Outros Resultados	
Re carcaça	2,35E+04
Re tubo	4,84E+04
ΔP carcaça (bar)	7,49E-04
ΔP tubo (bar)	0,58
u tubo (m/s)	1,42
u carcaça (m/s)	0,52
Carcaça	
Dfeixe de tubos (mm)	581,47
D carcaça (mm)	595,47
Pitch (mm)	25,00
Material	
Tubos	CS
Carcaça	CS
Condições de Operação	
Temperatura de Operação na Carcaça ($^{\circ}\text{C}$)	101,57
Temperatura de Operação nos Tubos ($^{\circ}\text{C}$)	58,40
Pressão de Operação na Carcaça (bar)	20,16
Pressão de Operação nos Tubos (bar)	6,90

Tabela 42 - Resultados do Dimensionamento dos Permutadores a Vapor - Caso de Estudo II

	E 302	E 701	E 805	E 810
Quantidade de vapor (ton/h)	1,02	45,89	9,13	0,82
Quantidade de mistura (ton/h)	32,39	77,57	38,86	4,88
ρ carcaça (Kg/m ³)	0,81	21,15	0,81	0,81
ρ mistura que passa no tubo (Kg/m ³)	566,82	18,11	6,06	5,69
Passagens na Carcaça	1	1	1	1
Passagens no tubo	2	1	1	2
Tubos Escolhidos				
Número de tubos em U	68	176	636	50
Tubos por passagem	34	176	636	25
espessura (mm)	2,00	2,00	2,00	2,00
diâmetro externo (mm)	25,00	25,00	20,00	30,00
comprimento (m)	2,44	7,33	7,33	2,44
Carcaça				
Dfex de tubos (mm)	316,27	476,11	694,39	328,06
D carcaça (mm)	326,27	491,11	714,39	340,06
Pitch (mm)	35,00	60,00	40,00	45,00
Outros Resultados				
Re carcaça	3,56E+03	1,12E+06	1,16E+05	4,50E+04
Re tubo	1,12E+02	4,17E+04	1,90E+04	4,52E+04
ΔP carcaça (bar)	0,40	0,53	0,82	0,06
ΔP tubo (bar)	0,67	0,42	0,06	0,09
u tubo (m/s)	1,26	19,54	12,63	17,30
u carcaça (m/s)	28,63	10,71	30,62	18,28
Material				
Tubos	CS	KCS	CS	CS
Carcaça	CS	KCS	CS	CS
Condições de Operação				
T de Operação na Carcaça (°C)	150,00	450,00	150,00	150,00
T de Operação nos Tubos (°C)	66,00	265,87	132,00	78,76
P de Operação na Carcaça (bar)	5,47	15,00	2,15	2,06
P de Operação nos Tubos (bar)	2,58	66,71	2,58	2,58

Tabela 43 - Resultados do Dimensionamento dos Condensadores - Caso de Estudo II

	E 702	E 703	E 802	E 803	E 808	E 501
Quantidade de Água de Refrigeração (ton/h)	1,05	9,20	20,00	15,96	13,00	10,00
Quantidade de Mistura (ton/h)	77,57	77,57	48,09	56,98	27,17	2,82
ρ carcaça (Kg/m ³)	26,85	27,00	11,18	482,36	633,60	633,60
ρ tubo (Kg/m ³)	956,52	960,03	989,94	991,06	986,63	990,00
Passagens na Carcaça	1	1	1	1	1	1
Passagens no tubo	8	8	8	8	8	8
Tubos						
Número de tubos em U	60	115	223	208	33	186
Tubos por passagem	8	14	28	26	4	23
espessura (mm)	2,00	2,60	2,00	2,600	2,000	2,00
diâmetro externo (mm)	16,00	20,00	20,00	20,00	30,00	16,00
comprimento (m)	7,33	7,33	4,88	4,88	7,33	7,33
Carcaça						
Dfeixe de tubos (mm)	254,94	406,29	520,28	506,99	383,10	388,75
D carcaça (mm)	274,94	419,29	570,28	564,99	439,10	399,75
Pitch (mm)	17,28	25,00	40,00	25,00	36,00	17,44
Outros Resultados						
Re carcaça	4,76E+03	2,23E+04	7,74E+04	8,81E+04	4,09E+04	2,86E+03
Re tubo	6,87E+03	2,68E+04	1,86E+04	1,72E+04	5,46E+04	1,59E+04
ΔP carcaça (bar)	4,96	2,84	1,09	1,09	1,11	0,18
ΔP tubo (bar)	0,14	1,17	0,49	0,50	0,98	1,11
u tubo (m/s)	0,36	1,08	1,00	1,00	1,66	1,07
u carcaça (m/s)	4,85	6,73	18,37	1,28	0,93	0,23

Tabela 44 - Continuação da Tabela Anterior

Material						
Tubos	KCS	KCS	KCS	CS	CS	CS
Carcaça	KCS	KCS	KCS	CS	CS	CS
Condições de Operação						
Temperatura de Operação na Carcaça (°C)	120,00	118,00	40,00	120,00	50,00	316,00
Temperatura de Operação nos Tubos (°C)	95,60	90,55	34,00	80,00	35,00	83,90
Pressão de Operação na Carcaça (bar)	31,40	26,44	14,80	14,90	5,00	4,06
Pressão de Operação nos Tubos (bar)	5,51	5,51	5,51	5,51	5,51	5,51

Revaporizador

O dimensionamento do revaporizador foi feito da mesma forma que o dimensionamento dos permutadores, acima descrito

Tabela 45 - Determinação da área de transferência necessária do revaporizador - Caso de Estudo I

	Utilidade	Lado	Q (W)	U (W/m ² .°C)	ΔT_{ml} (°C)	A (m ²)
RV-501	VMP	Carcaça	2,43E+05	640,00	62,59	6,05

Tabela 46 - Dimensionamento do Revaporizador - Caso de Estudo I

RV-501	
Quantidade de mistura (ton/h)	0,94
Quantidade de vapor (ton/h)	0,42
ρ carcaça (Kg/m ³)	5,95
ρ tubo (Kg/m ³)	590,93
Passagens na Carcaça	1
Passagens no Tubo	8
Tubos	
Número de tubos em U	49
Tubos por passagem	6
espessura (mm)	2,00
diâmetro externo (mm)	16,00
comprimento (m)	2,44
Outros Resultados	
Re carcaça	1,31E+06
Re tubo	2,15E+02
ΔP carcaça (bar)	0,94
ΔP tubo (bar)	0,56
u tubo (m/s)	0,63
u carcaça (m/s)	10,90
Carcaça	
Dfeixe de tubos (mm)	236,93
D carcaça (mm)	246,93
Pitch (mm)	17,28
Material	
Tubos	CS
Carcaça	CS
Condições de Operação	
Temperatura de Operação na Carcaça (°C)	150,00
Temperatura de Operação nos Tubos (°C)	120,00
Pressão de Operação na Carcaça (bar)	13,01
Pressão de Operação nos Tubos (bar)	12,91

Tabela 47 - Determinação da área de transferência necessária do revaporizador - Caso de Estudo II

	Utilidade	Lado	Q (W)	U (W/m ² .°C)	ΔT _{ml} (°C)	A (m ²)
RV-501	VMP	Carcaça	1,61E+05	640,00	106,15	2,38

Tabela 48 - Resultados do Dimensionamento do Revaporizador - Caso de Estudo II

	RV-501
Quantidade de mistura (ton/h)	2,82
Quantidade de vapor (ton/h)	0,28
ρ carcaça (Kg/m ³)	5,95
ρ tubo (Kg/m ³)	597,14
Passagens na Carcaça	1
Passagens no Tubo	2
Tubos	
Número de tubos em U	20
Tubos por passagem	10
espessura (mm)	2,00
diâmetro externo (mm)	16,00
comprimento (m)	2,44
Outros Resultados	
Re carcaça	3,78E+06
Re tubo	3,78E+02
ΔP carcaça (bar)	8,11
ΔP tubo (bar)	0,27
u tubo (m/s)	1,20
u carcaça (m/s)	31,33
Carcaça	
D _{feixe} de tubos (mm)	108,84
D carcaça (mm)	118,84
Pitch (mm)	17,28
Material	
Tubos	CS
Carcaça	CS
Condições de Operação	
Temperatura de Operação na Carcaça (°C)	190,00
Temperatura de Operação nos Tubos (°C)	120,00
Pressão de Operação na Carcaça (bar)	2,58
Pressão de Operação nos Tubos (bar)	21,06

Kettles

O dimensionamento dos Kettles é feito da mesma forma que o dimensionamento de um permutador, à exceção da passagem de vapor, que é feita nos tubos.

Tabela 49 - Determinação da área de transferência necessária dos Kettles - Caso de Estudo I

	Utilidade	Q (W)	U (W/m ² .°C)	ΔT _{ml} (°C)	A (m ²)
E-303	VBP	2,42E+06	554,00	60,02	72,65
E-801	VMP	3,79E+06	640,00	18,82	314,48
E-804	VBP	1,57E+06	554,00	50,35	56,41
E-806	VBP	4,65E+05	554,00	63,50	13,21
E-807	VBP	6,26E+05	554,00	56,98	19,82

Tabela 50 - Resultados do Dimensionamento dos Kettles – Caso de Estudo I

	E 303	E 801	E 804	E 806	E 807
Quantidade de vapor (Kg/h)	3,92	6,59	2,55	0,75	1,01
Quantidade de mistura (Kg/h)	36,50	202,03	28,85	13,74	10,16
ρ carcaça (Kg/m ³)	490,00	444,50	603,09	564,30	468,00
ρ mistura que passa no tubo (Kg/m ³)	0,81	5,95	0,81	0,81	0,81
Passagens na Carcaça	1	1	1	1	1
Passagens no tubo	4	8	6	4	2
Tubos Escolhidos					
Número de tubos em U	361	821	327	57	44
Tubos por passagem	90	103	55	14	22
espessura (mm)	1,60	1,60	1,60	1,60	1,60
diâmetro externo (mm)	35,00	25,00	30,00	30,00	30,00
comprimento (m)	1,83	4,88	1,83	2,44	4,88

Tabela 51 - Continuação da Tabela anterior

Carcaça					
Dfeixe de tubos (mm)	987,69	1058,71	861,34	378,69	309,93
D carcaça (mm)	1382,76	1270,45	1119,74	530,16	433,90
Pitch (mm)	38,15	37,50	32,70	33,00	32,70
Outros Resultados					
Re carcaça	1,87E+04	5,47E+04	9,25E+03	1,95E+04	2,19E+04
Re tubo	1,36E+03	3,64E+03	1,73E+03	1,95E+03	1,75E+03
ΔP carcaça (bar)	3,73	0,08	0,06	0,29	1,22
ΔP tubo (bar)	0,03	0,17	0,12	0,11	0,08
u tubo (m/s)	18,70	8,03	28,40	31,83	28,56
u carcaça (m/s)	0,33	0,59	0,32	0,66	0,97
Material					
Tubos	CS	CS	CS	CS	CS
Carcaça	CS	CS	CS	CS	CS
Condições Operacionais					
T de Operação na Carcaça (°C)	150,00	190,00	150,00	150,00	150,00
T de Operação nos Tubos (°C)	93,72	177,21	101,31	87,00	95,00
P de Operação na Carcaça (bar)	2,58	12,00	2,58	2,58	2,58
P de Operação nos Tubos (bar)	5,78	15,08	3,27	2,17	3,94

Tabela 52 - Determinação da área de transferência necessária dos Kettles - Caso de Estudo II

	Utilidade	Q (W)	U (W/m ² .°C)	ΔT _{ml} (°C)	A (m ²)
E-303	VMP	4,48E+06	640,00	91,49	76,47
E-801	VMP	6,41E+06	640,00	14,67	683,12
E-804	VMP	2,23E+06	640,00	100,32	34,68
E-806	VMP	7,01E+06	640,00	110,50	99,18
E-807	VMP	3,81E+05	640,00	102,00	5,84

Tabela 53 - Resultados do Dimensionamento dos Kettles - Caso de Estudo II

	E 303	E 801	E 804	E 806	E 807
Quantidade de vapor (ton/h)	7,79	11,15	3,87	12,20	0,70
Quantidade de mistura (ton/h)	84,31	719,475	79,84	139,85	128,12
ρ carcaça (Kg/m ³)	538,18	444,50	546,56	572,04	566,25
ρ mistura que passa no tubo (Kg/m ³)	5,95	5,95	5,95	5,95	5,95
Passagens na Carcaça	1	1	1	1	1
Passagens no tubo	2	2	2	1	2
Tubos Escolhidos					
Número de tubos em U	250	1510	60	269	10
Tubos por passagem	125	755	30	269	5
espessura (mm)	2,00	2,00	2,60	2,00	2,00
diâmetro externo (mm)	20,00	12,00	25,00	16,00	25,00
comprimento (m)	4,88	12,00	7,33	7,33	7,33
Carcaça					
Dfeixe de tubos (mm)	457,77	621,12	300,62	371,15	134,09
D carcaça (mm)	778,22	1429,00	751,55	557,63	469,31
Pitch (mm)	25,00	30,00	31,25	48,00	100,00

Tabela 54 - Continuação da Tabela Anterior

Outros Resultados					
Re carcaça	4,31E+04	1,64E+05	5,20E+04	3,59E+05	1,21E+06
Re tubo	3,88E+03	2,28E+03	8,80E+02	3,76E+03	6,19E+03
ΔP carcaça (bar)	0,60	0,25	0,73	0,08	0,03
ΔP tubo (bar)	0,15	0,67	0,59	0,23	0,19
u tubo (m/s)	14,49	13,72	19,49	18,70	17,62
u carcaça (m/s)	0,90	0,92	0,90	0,82	0,95
Material					
Tubos	CS	CS	CS	CS	CS
Carcaça	CS	CS	CS	CS	CS
Condições de Operação					
T de Operação na Carcaça (°C)	101,57	179,58	90,61	80,00	89,00
T de Operação nos Tubos (°C)	190,00	190,00	190,00	190,00	450,00
P de Operação na Carcaça (bar)	3,52	15,58	3,79	1,73	2,00
P de Operação nos Tubos (bar)	13,01	13,01	13,01	13,01	66,71

Aero-Arrefecedor

Os aero-arrefecedores foram dimensionados de acordo com um simulador criado por um fornecedor deste tipo de equipamento, que se destina essencialmente a encomendas, chegando-se aos resultados citados abaixo. [23]

Tabela 55 - Resultados do Dimensionamento dos Aero-arrefecedores

Aero-Arrefecedores	AC 301	AC 701	AC 801	AC 802	AC 803	AC 804	AC 805	AC 601
Dados para Design								
Temperatura de Entrada (° C)	60,52	306,00	78,00	51,68	76,00	87,00	58,02	68,02
Temperatura de Saída (° C)	60,17	120,00	40,00	51,03	69,00	68,00	37,00	38,00
Calor (MW)	2,45	3,55	0,53	1,67	2,91	0,06	0,16	0,28
Temperatura Ambiente (°C)	25,00	25,00	25,00	25,00	25,00	25,00	25,00	25,00
Pressão Barométrica (KPa)	101,00	101,00	101,00	101,00	101,00	101,00	101,00	101,00
Descrição	Condensação	Arrefecimento	Arrefecimento	Condensação	Condensação	Arrefecimento	Arrefecimento	Arrefecimento
Condições Operatórias								
Temperatura do ar exausto (°C)	36,67	62,53	33,67	33,69	36,70	39,53	30,92	32,20
Velocidade Superficial (m/s)	3,87	3,79	3,88	3,88	3,87	3,86	3,89	3,88
ΔP (bar)	0,0016	0,0016	0,0016	0,0016	0,0016	0,0016	0,0016	0,0016
Ventoinhas								
Número de Ventoinhas	2,00	2,00	2,00	2,00	6,00	2,00	2,00	2,00
Tamanho das Ventoinhas (ft)	13,00	9,00	7,00	13,00	16,00	2,00	5,00	6,00
Potência por ventoinha (kW)	22,10	9,90	6,00	20,20	28,90	0,70	3,50	4,30

Tabela 56 - Continuação da Tabela anterior

Geometria								
Número de baías	1,00	1,00	1,00	1,00	3,00	1,00	1,00	1,00
Número de feixe de tubos	2,00	2,00	2,00	2,00	6,00	2,00	2,00	2,00
Comprimento do Tubo (m)	9,64	6,52	5,00	9,20	11,01	1,73	3,82	4,24
Número de tubos por feixe	152,00	103,00	79,00	145,00	173,00	27,00	60,00	67,00
Tamanho								
Área superficial por feixe (m ²)	46,50	21,30	12,50	42,30	181,90	1,50	7,30	9,00
Área total (m ²)	58,00	29,00	19,00	54,00	222,00	4,00	12,00	14,00

Tabela 57 - Resultados do Dimensionamento dos Aero-Arrefecedores - Caso de Estudo II

Aero-Arrefecedores	AC 301	AC 701	AC 801	AC 802	AC 803	AC 804
Dados para Design						
Temperatura de Entrada (° C)	60,03	330,00	77,00	179,58	64,28	54,00
Temperatura de Saída (° C)	58,58	120	40,00	120,00	57,13	50
Calor (MW)	4,26	13,22	2,97	2,88	2,73	3,52
Temperatura Ambiente (°C)	25	25	25	25	25	25
Pressão Barométrica (KPa)	101	101	101	101	101	101
Descrição	Condensação	Arrefecimento	Arrefecimento	Condensação	Condensação	Condensação
Condições Operatórias						
Temperatura do ar exausto (°C)	36,25	62,53	33,56	59,85	36,89	33,96
Velocidade Superficial (m/s)	3,87	3,79	3,88	3,8	3,87	3,88
ΔP (bar)	0,0016	0,0016	0,0016	0,0016	0,0016	0,0016
Ventoinhas						
Número de Ventoinhas	4	4	4	2	2	4
Tamanho das Ventoinhas (ft)	12	12	12	8	14	13
Potência por ventoinha (KW)	18,4	18,2	18,1	8,6	23,5	20,2
Geometria						
Número de baías	2	2	2	1	1	2
Número de feixe de tubos	4	4	4	2	2	4
Comprimento do Tubo (m)	8,78	8,83	8,71	6,07	9,93	9,2
Número de tubos por feixe	138	139	137	96	156	145
Tamanho						
Área superficial por feixe (m ²)	77,1	77,9	75,8	18,4	49,3	84,6
Área total (m ²)	99	99	97	26	61	107

Aero-Arrefecedores	AC 805	AC 806	AC 807	AC 601
Design				
Temperatura de Entrada (° C)	80,00	76,50	51,99	68,00
Temperatura de Saída (° C)	67,00	50,00	37,00	38,00
Calor (MW)	2,22	0,58	0,33	1,01
Temperatura Ambiente (°C)	25,00	25,00	25,00	25,00
Pressão Barométrica (KPa)	101,00	101,00	101,00	101,00
Descrição	Arrefecimento	Arrefecimento	Arrefecimento	Arrefecimento
Condições Operatórias				
Temperatura do ar exausto(°C)	38,43	35,39	30,24	32,20
Velocidade Superficial (m/s)	3,86	3,87	3,89	3,88
ΔP (bar)	0,0016	0,0016	0,0016	0,0016
Ventoinhas				
Número de Ventoinhas	2	2	2	2
Tamanho das Ventoinhas (ft)	12	7	7	11
Potência por ventoinha (KW)	16,9	6	5,9	14,4
Geometria				
Número de baías	1	1	1	1
Número de feixe de tubos	2	2	2	2
Comprimento do Tubo (m)	8,44	5,01	4,97	7,75
Número de tubos por feixe	133	79	78	122
Tamanho				
Área superficial por feixe (m ²)	35,6	12,5	12,4	30
Área total (m ²)	46	19	19	40

Aquecedor Elétrico

Para o dimensionamento do aquecedor elétrico basta apenas determinar o calor a ser fornecido, de acordo com as entalpias das correntes de entrada e de saída, determinadas pelo *Aspen*. Obteve-se um calor de 194,16KW para o caso de estudo I e de 608,93KW para o caso de estudo II

Coluna de Lavagem a Soda Cáustica

A coluna de lavagem a soda cáustica de 2 leitos fixos foi dimensionada de forma a que cada leito tenha 40-50 cm de carvão ativado, suportado por uma subcamada de antracite.

A explicação para a extensão deste mesmo leito deve-se ao fato do carvão ativado servir unicamente para aumento da área de contacto entre a soda cáustica e o gás ácido, cuja velocidade superficial não deve exceder os 2 m³ de fluído/m².min.

Para além disso a soda cáustica deve cobrir 60% da coluna de lavagem e o primeiro leito deve estar completamente submerso [6].

Admitidas estas características, foram realizados os seguintes passos para o dimensionamento da coluna:

1. Calculou-se a quantidade de NaOH para uma semana, dado que a soda cáustica é mudada semanalmente.
2. Calculou-se a quantidade de carvão ativado necessária.
3. Calculou-se o Volume vazio de carvão ativado, assumindo uma densidade de 745 Kg/m³ para anéis de raschig de carvão ativado de ¾". [24]
4. Identificou-se o volume ocupado pelo carvão ativado.
5. Sabendo o volume de carvão ativado, calculou-se o volume de soda cáustica necessário para deixar o primeiro leito submerso, variando a razão L'/D, em que L' representa 60% da altura da coluna, até chegar a valores ótimos de queda de pressão e velocidade superficial.
6. Descobriu-se o comprimento total da coluna.
7. Calculou-se o volume teórico do equipamento.
8. De acordo com o anexo V calculou-se o volume das tampas e por fim o volume real da coluna.

Bombas e Tubagens

As bombas são instrumentos que garantem a chegada do líquido ao local pretendido por diferenças de pressão. Para uma correta execução das suas funções, é necessário saber a pressão a que se encontra o líquido à entrada da bomba, as quedas de pressão a que este é submetido até ao próximo destino, equação 22, e a pressão final desejada.

$$\Delta P_{total} = \Delta P_{linha} + \Delta P_{acessórios} + \Delta P_{altura} + \Delta P_{válvulas\ de\ controlo}$$

Equação 22

Para o cálculo das perdas de carga verificadas em linha, foi necessária a atribuição de comprimentos às diferentes tubagens presentes nos flowsheets em anexo, admitindo-se três tipos de tubagens:

Tubagens Curtas: utilizadas dentro da mesma seção, [10 a 30 metros].

Tubagens Médias: tubagens que unem diferentes seções, [100 a 300 metros].

Tubagens Longas: tubagens que encaminham o produto e subprodutos para a seção de armazenagem, [>300 metros].

De seguida admitiu-se uma velocidade de aspiração de 1 a 2 m/s e uma velocidade de descarga de 1,5 a 3 m/s para a determinação do diâmetro nominal das tubagens.

Resolvida toda a componente relacionada com as tubagens, foi calculada a altura manométrica, o NPSH da bomba e a sua potência.

Altura Manométrica

A altura manométrica consiste na altura a que a bomba consegue elevar o líquido. Esta pode ser vista como uma pressão, uma vez que na prática pode ser descrita como a pressão exercida pela altura de uma coluna com um determinado diâmetro, de um dado líquido.

A equação 23 é conhecida como sendo a equação geral para a determinação da altura manométrica de uma bomba.

$$H = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + (h_2 - h_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g}$$

Equação 23

Em que:

H	Altura manométrica	m
p_2	Pressão de saída	Pa
p_1	Pressão de entrada	Pa
$h_2 - h_1$	Diferença de alturas no manómetro	m
v_2	Velocidade de sucção	m/s
v_1	Velocidade de descarga	m/s

Para simplificar o dimensionamento foi escolhida uma bomba horizontal, como ilustra a figura a jusante, anulando-se o segundo termo da equação 23.

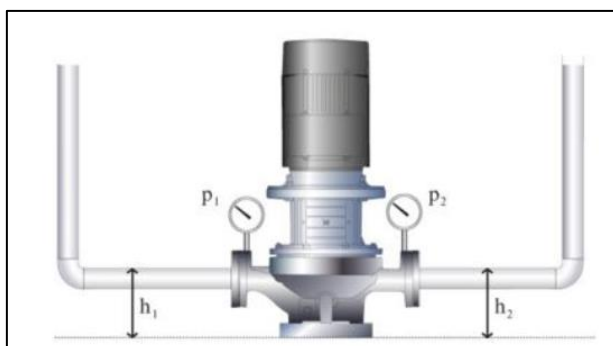


Figura 30 - Bomba horizontal

NPSH

A cavitação é muito comum em indústria, ocorrendo por falta de líquido na bomba e detetando-se por ruídos e vibrações característicos do fenómeno.

Para além de provocar um desgaste progressivo e uma deformação irreversível do rotor e das paredes internas da bomba, a cavitação é responsável por uma queda progressiva do seu rendimento.

Este problema ocorre geralmente devido a problemas geométricos, que se resumem na maior parte das vezes a uma altura de sucção inadequada, problemas hidráulicos, desenvolvidos por velocidades de escoamento excessivas, ou problemas operacionais que acabam por se manifestar numa explosão.

O NPSH é precisamente a energia necessária para o líquido ir desde a entrada da bomba até à borda da pá do rotor, vencendo as perdas de carga durante o percurso. Este pode também ser visto por uma altura de líquido mínima anterior à bomba.

No entanto, é necessário ter em atenção que existe o NPSH requerido e o NPSH disponível. Uma vez que a energia disponível para o líquido migrar desde a entrada da bomba até à saída da mesma deve ser superior à energia necessária para um correto funcionamento do equipamento, sabe-se que o $NPSH_{disponível}$ é sempre superior ao $NPSH_{requerido}$.

Por motivos funcionais, é recomendada uma folga mínima de 5%, ou seja: $NPSH_{disponível} \geq 1,05 \times NPSH_{requerido}$.

Para o cálculo do $NPSH_{disponível}$:

$$NPSH_d = \frac{P - P_v}{\rho g} + \Delta z$$

Equação 24

Com,

P	Pressão de sucção	Pa
P_v	Pressão de vapor	Pa
ρ	Densidade	Kg/m^3
Δz	Altura de entrada do líquido	M

Calculados estes parâmetros, o tipo de bomba é escolhido de acordo com a seguinte figura:

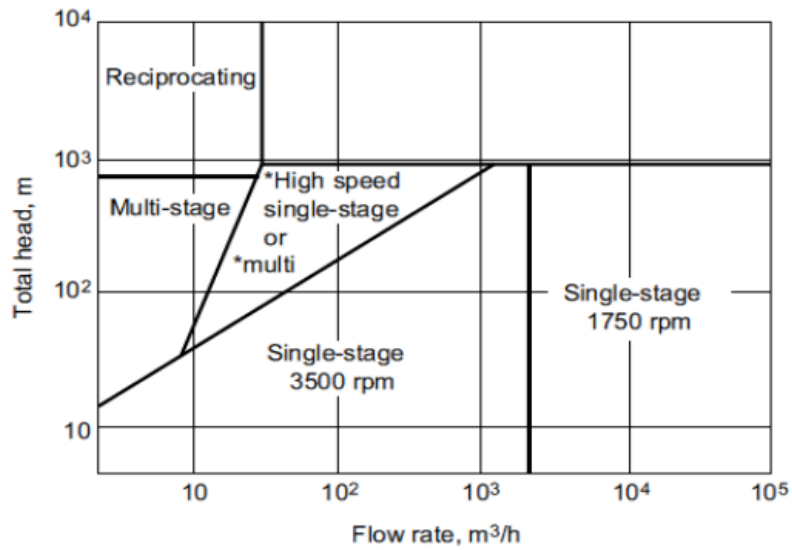


Figura 31 - Tipo de Estágios de Bombas [22]

Potência

A potência está diretamente relacionada com o caudal volumétrico a bombear e com a queda de pressão verificada.

Para o seu cálculo é necessário saber previamente qual o rendimento da bomba que, com base em regras heurísticas, toma o valor de 45% para caudais volumétricos até 70 m³/h e 70% para caudais até 130 m³/h. [25]

$$P = \frac{Q_v \cdot \Delta P_{total}}{\eta}$$

Equação 25

Em que,

P	Potência	W
Q_v	Caudal Volumétrico	m³/s
ΔP_{total}	Queda de pressão	Pa
η	Rendimento	%

Tabela 58 - Resultados do Dimensionamento das Bombas - Caso de Estudo I

Bomba	Secção	Qv (m³/h)	Diâmetro de Tubagens (")		Velocidade (m/s)		H	NPSH _d	NPSH _r	Potência	Tipo	Estágios
			Entrada	Saída	Sucção	Aspiração	(m)	(m)	(m)	(KW)		
P-301	300	17,79	3,00	2,50	1,10	1,80	138,93	133,16	139,82	4,08	Centrífuga	Estágio único de alta velocidade
P-302	300	51,70	4,50	4,00	1,40	1,70	54,78	49,32	51,79	0,37	Centrífuga	Estágio simples de 3500 rpm
P-303	300	67,26	5,00	4,00	1,30	2,20	110,03	59,35	62,32	11,29	Centrífuga	Estágio simples de 3500 rpm
P 304	300	67,26	5,00	4,00	1,30	2,20	381,53	43,82	46,01	1,20	Centrífuga	Estágio simples de 3500 rpm
P-501	500	1,59	0,75	0,50	1,20	2,20	222,68	127,42	133,79	0,86	Centrífuga	Multi-Estágio
P-601	600	24,06	4,00	2,50	0,80	2,10	255,46	98,51	103,44	0,34	Centrífuga	Estágio único de alta velocidade
P-801	800	453,70	14,00	10,00	1,30	2,20	358,86	113,28	118,94	8,98	Centrífuga	Estágio simples de 3500 rpm
P-802	800	10,07	2,50	2,00	1,30	2,20	271,63	84,09	88,30	0,33	Centrífuga	Multi-Estágio
P-803	800	52,29	5,00	4,00	1,00	1,70	60,70	33,59	35,27	3,65	Centrífuga	Estágio simples de 3500 rpm
P-804	800	33,46	4,00	3,00	1,10	2,00	45,26	24,11	25,32	0,74	Centrífuga	Estágio simples de 3500 rpm
P-805	800	17,94	3,00	2,00	1,10	2,70	71,06	4,87	5,11	2,58	Centrífuga	Estágio simples de 3500 rpm
P-806	800	12,03	2,50	1,50	1,05	2,50	146,84	1,77	1,86	2,35	Centrífuga	Multi-Estágio
P-807	800	24,26	4,50	4,00	1,80	2,70	39,09	34,87	36,61	1,00	Centrífuga	Estágio simples de 3500 rpm
P-808	800	8,04	2,00	1,25	1,10	2,20	418,78	5,48	5,75	1,57	Centrífuga	Multi-Estágio
P-809	800	54,91	5,00	3,00	1,10	3,10	38,60	52,76	55,40	2,94	Centrífuga	Estágio simples de 3500 rpm
P-810	800	18,21	3,00	2,00	1,10	2,55	126,21	130,36	136,87	3,72	Centrífuga	Estágio único de alta velocidade
P-901	900	0,50	0,75	0,43	1,30	1,60	121,01	88,20	92,61	0,07	Centrífuga	Multi-Estágio

Tabela 59 - Resultados do Dimensionamento das Bombas – Caso de Estudo II

Bomba	Secção	Qv (m³/h)	Diâmetro de Tubagens (")		Velocidade (m/s)		H	NPSH _d	NPSH _r	Potência	Tipo	Estágios
			Entrada	Saída	Sucção	Aspiração	(m)	(m)	(m)	(KW)		
P-301	300	53,4	5	4	1,1	2,7	116,1	131,2	124,95	7,58	Centrífuga	Estágio único de altas rotações
P-302	300	88,96	6	5	1,3	2,7	55,31	51,9	49,4	0,86	Centrífuga	Estágio simples de 3500 rpm
P-303	300	156,66	9	6	1	2,3	66,76	57,4	54,68	4,53	Centrífuga	Estágio simples de 3500 rpm
P 304	300	156,66	9	6	1	2,3	382,2	63,7	60,66	1,52	Centrífuga	Estágio simples de 3500 rpm
P-501	800	4,74	0,75	0,5	1,2	2,2	407,25	81,2	77,3	5,74	Centrífuga	Estágio simples de 3500 rpm
P-601	900	95,98	7	5	1,05	1,9	109,02	110,5	105,28	0,93	Centrífuga	Estágio simples de 3500 rpm
P-801	500	1675,45	26	22	1	1,8	396,37	83	79,04	103,41	Centrífuga	Estágio simples de 3500 rpm
P-802	600	46,63	4,5	3	1,2	2,6	244,18	190,8	181,74	1,14	Centrífuga	Estágio único de altas rotações
P-803	800	146,07	8	6	1,1	2	70,7	8	7,67	14,77	Centrífuga	Estágio simples de 3500 rpm
P-804	800	268,41	10	8	1,2	2	193,41	79,4	75,6	0,34	Centrífuga	Estágio único de altas rotações
P-805	800	229,3	3	2	1,1	2,7	40,72	5,9	5,58	8,82	Centrífuga	Estágio simples de 3500 rpm
P-806	800	359,21	14	10	1	1,7	891,18	51,9	49,44	35,59	Centrífuga	Estágio único de altas rotações
P-807	800	253,97	10	8	1,2	1,8	32,14	49,6	47,21	2,11	Centrífuga	Estágio simples de 3500 rpm
P-808	800	45,36	4	3	1,5	2,5	399,9	2,2	2,07	4,31	Centrífuga	Estágio único de altas rotações
P-809	800	67,94	6	4	0,9	1,8	26,1	52,3	49,78	0,69	Centrífuga	Estágio simples de 3500 rpm
P-810	800	59,31	5	4	1,1	1,8	82,22	47,7	45,39	2,90	Centrífuga	Estágio simples de 3500 rpm
P-901	800	9,92	2	1,5	1,4	2,25	388,24	388,9	370,35	0,07	Centrífuga	Estágio simples de 3500 rpm

Compressores

Em determinados pontos processuais, a nafta encontra-se sob a forma gasosa e a pressões consideráveis, o que explica o uso de compressores.

O tipo de compressor adequado é escolhido tendo em conta uma série de fatores, nomeadamente o caudal de entrada no compressor, a pressão de descarga e a variação de pressão pretendida.

Numa pré-seleção, é escolhido o equipamento mais adequado entre sopradores, ventiladores e compressores, para uma situação específica [26].

Os ventiladores são usualmente utilizados para quedas de pressão inferiores a 0,25 bar. Para vazões baixas e para uma perda de carga entre 0,08 e 0,25 bar são utilizados ventiladores centrífugos, em altas vazões são selecionados os ventiladores axiais e, para vazões intermédias, os ventiladores hélico-centrífugos.

Os sopradores aguentam diferenças de pressão intermédias, compreendidas entre 0,25 bar e 2 bar.

Já os compressores propriamente ditos suportam diferenças de pressão superiores a 2 bar. Dentro da classe dos compressores têm-se os compressores alternativos, de onde fazem parte os compressores do tipo pistão e de membrana, e os compressores rotativos, que integram os compressores de fluxo, volumétricos de pistão, volumétricos de pêndulo, entre outros.

Inicialmente é analisada a diferença de pressão a que o gás dá entrada no equipamento e a pressão final desejada. Feita esta análise, verifica-se que em todas as situações, em ambos os estudos, existe uma diferença de pressão superior a 2 bar, pelo que são selecionados os compressores. [26]

Segundo o caudal que entra no compressor e a pressão de descarga desejada, é possível, com a ajuda da figura a jusante, selecionar o compressor que melhor se adequa.

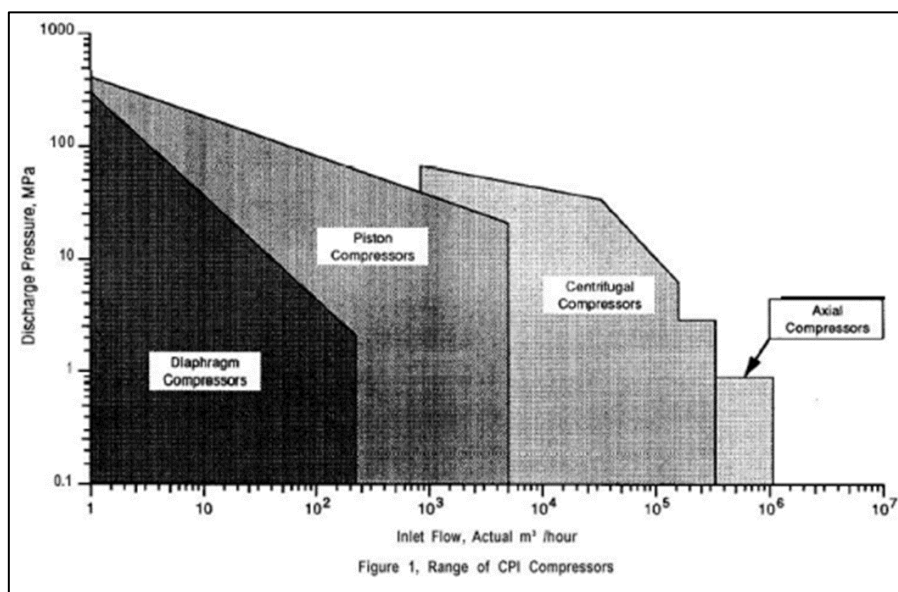


Figura 32 - Gráfico para seleção do melhor tipo de compressor [27]

No respeitante ao processo este pode ser isotérmico, isentrópico ou politrópico.

O processo politrópico descreve aquilo que acontece na realidade, admitindo aquecimento de peças devido ao atrito. Neste processo é tido em conta o calor acumulado por parte do equipamento, sendo a temperatura de saída do gás diferente da temperatura de entrada. Já no processo isentrópico o fenómeno de atrito é menosprezado, fugindo um pouco daquilo que é a realidade. O mesmo acontece no processo isotérmico, processo conhecido como ideal.

Conhecendo-se o valor de **n** e **k**, fatores de correção comparativamente ao que é tomado como ideal, estes processos podem ser rapidamente distinguidos.

Num processo isotérmico **n** toma o valor de 1, em processos isotrópicos **n=k** e noutras situações o processo é politrópico.

Na figura que se segue, considerando o volume que entra no compressor e o valor de **k**, determinado de acordo com a equação 26, é possível extrair-se o valor de **n**.

$$k = \frac{C_v}{C_p}^{17}$$

Equação 26

Com,

C_v Calor específico a massa constante KJ/Kg.°C

C_p Calor específico a pressão constante KJ/Kg.°C

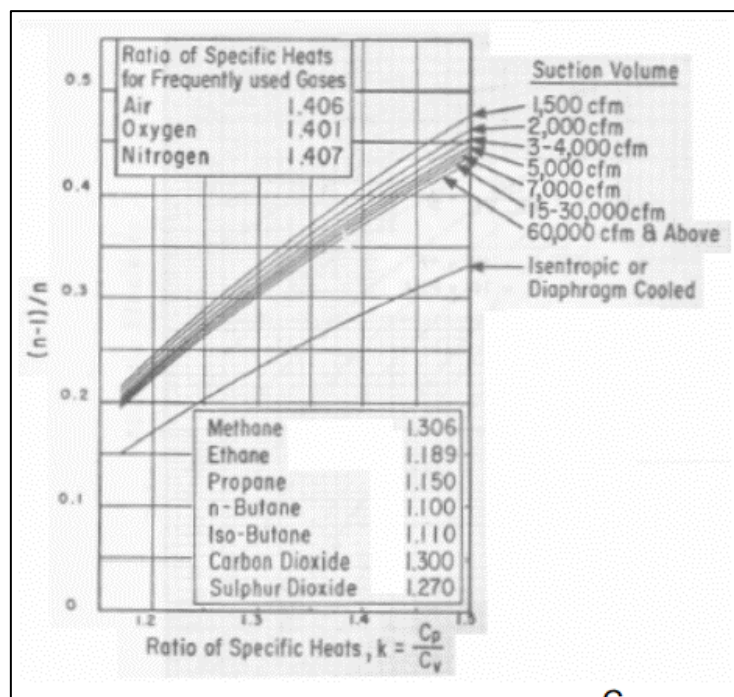


Figura 33 - Gráfico para obtenção do fator de correção n [28]

¹⁷ Valores de C_p e C_v retirados do Aspen.

Dados os valores de **n** e de **k** da tabela 60, é possível verificar que todos os processos são politrópicos, como esperado.

Tabela 60 - Valores dos fatores n e k para os compressores de ambos os casos de estudo

	Caso de Estudo I				Caso de Estudo II			
	C_v	C_p	k	n	C_v	C_p	k	n
C-201	2,93	3,89	1,33	1,48	3,03	4,03	1,33	1,49
C-701	3,12	3,53	1,13	1,25	2,65	3,56	1,34	1,41
C-702	3,12	3,53	1,13	1,25	3,03	3,38	1,12	1,27
C-801	1,84	1,98	1,07	1,25	1,84	1,98	1,07	1,25

Assim sendo, é necessário calcular a temperatura final considerando as condições operatórias da corrente de entrada e a pressão final desejada, equação 27, e o calor retido no equipamento por cada Kg comprimido, equação 29.

$$T_2 = \frac{P_2^{\frac{n-1}{n}}}{P_1^{\frac{n-1}{n}}} T_1$$

Equação 27

Com,

T_1	Temperatura de Sucção	°C
T_2	Temperatura de Descarga	°C
P_1	Pressão de sucção	bar
P_2	Pressão de descarga	bar

$$Ha = \frac{k}{k-1} \frac{P_1}{\rho g} \left(\frac{P_2^{\frac{k-1}{k}}}{P_1^{\frac{k-1}{k}}} - 1 \right) \frac{\dot{m}g}{\eta}$$

Equação 28

$$Q = Ha. g$$

Equação 29

Com,

Q	Calor retido no equipamento por cada Kg comprimido	KJ/Kg
ρ	Densidade	Kg/m ³
g	gravidade	m/s ²

Por fim, é calculada a potência do compressor, tendo em conta as eficiências citadas na figura que se segue.

$$P = Ha. \dot{m}. g$$

Equação 30

Com,

P	Potência	W
\dot{m}	caudal mássico	Kg/s

Table 1.2. Usual mechanical efficiency ranges for compressors		
Centrifugal	Without speed reducer/multiplier	98–99%
	With speed reducer/multiplier	96–97%
Piston	Directly coupled large compressors with low pressure rates	90–98%
	Small compressors with high pressure rates	84–89%
Belt transmission		92–98%

Figura 34 - Rendimentos típicos por tipo de compressor [29]

Importante referir que em processos reais o resfriamento do equipamento pode ser feito com a ajuda de uma camisa, que envolve o compressor, ou pela aplicação de vários estágios.

Uma vez que não se conseguiu determinar o número de estágios de cada compressor, calculou-se a temperatura de saída de cada um, considerando o calor libertado por atrito, e manipulou-se a temperatura de entrada do compressor, uma vez que a montante de cada equipamento deste tipo se encontra um permutador cuja temperatura de saída é estabelecida.

Tabela 61 - Resultados do Dimensionamento dos Compressores- Caso de Estudo I

	T₁	T₂	P₁	P₂	ΔP	Ha	Q	P	ṁ	η	Tipo
	° C	° C	bar	bar		m	KJ/Kg	KW	Kg/s	%	
C-201	38,00	68,03	2,50	15,00	12,50	1,44E+06	671,91	0,05	2,07	97%	Rotativo, Centrífugo
C-701	274,72	300,00	14,65	22,75	8,10	6,62E+05	102,7	0,03	6,06	94%	Rotativo, Pistão
C-702	306,00	306,00	22,74	31,4	8,66	4,89E+05	75,89	0,02	6,06	94%	Rotativo, Pistão
C-801	65,63	81,00	1,57	4,5	2,93	3,43E+04	36,65	0,01	0,84	90%	Rotativo, Diafragma

Tabela 62 - Resultados do Dimensionamento dos Compressores - Caso de Estudo II

	T₁	T₂	P₁	P₂	ΔP	Ha	Q	P	ṁ	η	Tipo
	° C	° C	bar	bar		m	KJ/Kg	KW	Kg/s	%	
C-201	38,00	68,64	2,50	15,00	12,5	7,32E+05	123,16	0,13	5,74	97%	Rotativo, Centrífugo
C-701	265,87	300,00	15,00	22,75	7,75	1,76E+06	76,83	0,10	2,55	94%	Rotativo, Pistão
C-702	308,00	330,00	22,75	31,40	8,65	1,42E+06	61,84	0,07	21,55	94%	Rotativo, Centrífugo
C-801	78,76	93,00	1,96	4,50	2,54	2,54E+06	35,83	0,60	63,81	90%	Rotativo, Diafragma



Comparação dos Equipamentos

7.1. Critérios de Seleção

Existem 3 parâmetros comuns tidos em conta em todos os equipamentos, independentemente da sua natureza, quando comparados com os já existentes: material, temperatura e pressão de design.

A temperatura e pressão de operação dos equipamentos projetados terá de ser inferior à temperatura e pressão de design dos equipamentos inativos, existentes nas unidades 300 e 400, cujas características se encontram descritas no Anexo VIII. Já no que diz respeito ao material, este tem de ser compatível com os componentes que circulam no equipamento.

7.1.1. Acumuladores

Parâmetros:

Volume: O volume é um parâmetro manipulável, atendendo ao tempo de retenção da mistura admitido no reservatório. Sabe-se que esse mesmo período intervala geralmente entre 5 a 10 minutos e que, quanto maior o tempo de retenção, maior será a perda de temperatura registada nos reservatórios. Dado que são utilizados aero-arrefecedores para o arrefecimento das misturas de topo remanescentes das colunas, poderão ser utilizados tempos de residência superiores a 10 minutos, por se mostrar uma vantagem em dias de Verão.

Tabela 63 - Tabela de Compatibilidade dos Acumuladores projetados com os acumuladores existentes - Caso de Estudo I

Acumulador Projetado	Acumulador Compatível existente nas unidades 300/400	Tempo de residência (min⁻¹)
D-301	D-303	12,48
D-601	D-403	23,45
D-802	D-473	9,55
D-803	D-304	17,20

Tabela 64 - Tabela de Compatibilidade dos Acumuladores projetados com os acumuladores existentes - Caso de Estudo II

Acumulador Projetado	Acumulador Compatível existente nas unidades 300/400	Tempo de residência (min⁻¹)
D-301	D-304	10,72
D-601	D-301	10,00
D-802	D-302	7,49
D-803	D-403	7,50

7.1.2. Colunas

Parâmetros:

Forma e Diâmetro: por vezes, devido ao caudal gás/líquido verificado em cada prato, é necessário o afunilamento da coluna a partir de uma determinada altura. A forma da coluna é o primeiro parâmetro a ter em conta e serve como uma pré-seleção das possíveis colunas compatíveis com o estabilizador, no caso de afunilada, ou com as restantes, caso uniformes.

Altura: a altura pode ser manipulável, ajustando-se a distância entre os pratos.

Caso de Estudo I:

Concluiu-se que não existem colunas existentes com diâmetros compatíveis para o caso de estudo I, de acordo as características das colunas em Anexo VIII e com as folhas de especificação das colunas, em Anexo IV.

Caso de Estudo II:

A DIP tem um diâmetro interno de 2.37 m, uma altura de 49.06 m e uma pressão e temperatura de operação de 2.74 e 101.57 °C, respetivamente. A coluna existente com maiores semelhanças é a coluna T-306, com um diâmetro interno de 2.75 m, uma altura de 35 m e com uma pressão e temperatura de design superior às condições de operação previstas. Ao reduzirmos o espaçamento entre pratos para 0,45 m a altura da coluna projetada já se ajustava com a altura da coluna disponível.

A DP tem um diâmetro interno de 1.60m, com uma altura de 48.80 m e uma pressão e temperatura de operação de 2.05 bar e 90.61 °C, respetivamente. No que diz respeito ao diâmetro, a coluna T-404 ajustar-se-ia perfeitamente, mas, devido à altura da mesma, este equipamento torna-se incompatível.

A DIH e o Estabilizador não têm nenhuma coluna com um diâmetro igual ou bastante semelhante, pelo que não pode ser utilizada.

7.1.3. Reatores

Nestas unidades existe um único reator disponível para utilização. Apesar do reator ser constituído por um material compatível, ASTM-A 387, este apresenta um volume muito grande, de 49,01 m³, e não está desenhado para suportar as pressões necessárias.

7.1.4. Permutadores ¹⁸

Parâmetros:

Área: A área está intimamente ligada com a quantidade de calor que pode ser trocado num permutador. No dimensionamento dos permutadores calculou-se a área de transferência necessária para trocar uma determinada quantidade de calor, atendendo aos valores da temperatura de entrada e de saída das correntes e ao coeficiente global de transferência de calor sujo. Conhecida esta área, foram primeiramente seleccionados os permutadores de área igual ou superior.

Permutadores com áreas superiores permitem uma maior troca de calor, o que aproxima as temperaturas de saída da corrente quente e da corrente fria. Uma vez que se quer manter essa diferença, que geralmente se encontra entre os 10 e os 25°C neste tipo de indústria, restam-nos duas opções: aumentar a quantidade de utilidade para manter a diferença de temperaturas de saída estabelecida, ou tapar os tubos necessários para que a área disponível seja igual à área calculada, sendo esta a opção mais económica e, por conseguinte, a escolhida.

Para a opção escolhida será necessário ter em conta todos os tubos existentes no permutador para o cálculo da velocidade superficial da mistura, queda de pressão e Reynolds na *carcaça*, pois apesar de tapados continuam a fazer parte do permutador, ocupando espaço e tendo um grande impacto nos parâmetros supracitados.

Velocidade superficial nos tubos e na Carcaça: tal como referido acima no dimensionamento, as velocidades das misturas respeitam um intervalo de velocidades consoante a pressão e o estado físico das mesmas e o sítio por onde passam.

Número de Reynolds: de preferência as misturas que passam pelo tubo e pela *carcaça* devem encontrar-se em regime turbulento.

Queda de Pressão na carcaça e tubos: A queda de pressão não deverá ser exageradamente alta, pois põe em causa a eficiência do equipamento.

Tendo em conta estes parâmetros, foram escolhidos para cada um dos permutadores projetados possíveis permutadores inativos que pudessem ser compatíveis de acordo com a área disponível, temperatura e pressão de design.

Escolhidos os permutadores, foram retiradas as características dos equipamentos do Anexo VIII, tais como as dimensões dos tubos, número de tubos disponíveis, diâmetro da carcaça e *pitch* e foram redimensionados, um a um. Obtidos os resultados, estes são comparados com os resultados esperados, analisando-se desta forma se os equipamentos são realmente compatíveis.

¹⁸ Aos permutadores existentes também foram comparados Kettles, assim como o Revaporizador, uma vez que estes equipamentos são também responsáveis pela permuta de calor e, como tal, no caso dos Kettles, apesar destes serem mais eficientes, poderia haver um permutador que fosse compatível, tornando desnecessária a compra desse equipamento.

Tabela 65 - Comparação dos Permutadores - Caso de Estudo I

Permutador	Permutadores Compatíveis tendo em conta a Área, T e P design	Resultados	Velocidades esperadas	Permutadores Compatíveis
E-301 (Tecnologia Pinch)	E-305	Tubos disponíveis: 80 Tubos necessários: 34 Tubos a fechar: 46 Velocidade nos tubos: 2,81 m/s Velocidade na carcaça: 0,20 m/s Re tubos: 1,26E+05 Re carcaça: 5,32E+04 ΔP carcaça: 0,01 bar ΔP tubos: 0,21 bar	Velocidade nos tubos: 1 a 2 m/s Velocidade na carcaça: 0,3 a 1 m/s	Compatível A velocidade superficial do tubo não foge muito ao intervalo ideal de velocidades, o Regime é turbulento e a queda de pressão não é elevada. O mesmo se verifica na carcaça.
E-702 (Permutador c/ água)	-	-	Velocidade nos tubos: 1 a 2,5 m/s Velocidade na carcaça: 5 a 10 m/s	Não existem permutadores inativos com uma pressão de design superior à pressão de operação exigida por este equipamento.
E-703 (Permutador c/ água)	-	-	Velocidade nos tubos: 1 a 2,5 m/s Velocidade na carcaça: 5 a 10 m/s	Não existem permutadores inativos com uma pressão de design superior à pressão de operação exigida por este equipamento.
E-802 (Permutador c/ água)	-	-	Velocidade nos tubos: 1 a 2,5 m/s Velocidade na carcaça: 7 a 20 m/s	Não existem permutadores inativos com uma pressão de design superior à pressão de operação exigida por este equipamento.
E-803 (Permutador c/ água)	-	-	Velocidade nos tubos: 1 a 2,5 m/s Velocidade na carcaça: 0,3 a 1 m/s	Não existem permutadores inativos com uma pressão de design superior à pressão de operação exigida por este equipamento.

Tabela 66 - Continuação da Tabela Anterior

Permutador	Permutadores Compatíveis tendo em conta a Área, T e P design	Resultados	Velocidades esperadas	Permutadores Compatíveis
E-808 (Permutador c/ água)	E-305 E-405 E-409	<u>E-305</u> Tubos disponíveis: 80 Tubos necessários: 80 Velocidade nos tubos: 0,56 m/s Velocidade na carcaça: 0,59 m/s Re tubos: 1,03E+04 Re carcaça: 6,61E+04 ΔP carcaça: 0,02 bar ΔP tubos: 0,08 bar <u>E-405</u> Tubos disponíveis: 160 Tubos necessários: 126 Tubos a fechar: 34 Velocidade nos tubos: 0,2 m/s Velocidade na carcaça: 0,88 m/s Re tubos: 3,20E+03 Re carcaça: 2,00E+04 ΔP carcaça: 0,16 bar ΔP tubos: 0,003 bar	Velocidade nos tubos: 1 a 2,5 m/s Velocidade na carcaça: 0,3 a 1 m/s	O permutador E-305 é compatível. Apesar da velocidade linear dos tubos não estar dentro do intervalo teórico expectável, o regime continua a ser turbulento e não se verificam grandes quedas de pressão.

Tabela 67 - Continuação da Tabela anterior

Permutador	Permutadores Compatíveis tendo em conta a Área, T e P design	Resultados	Velocidades esperadas	Permutadores Compatíveis
(Continuação do Permutador anterior)		<u>E-409</u> Tubos disponíveis: 40 Tubos necessários: 26 Tubos a fechar: 14 Velocidade nos tubos: 0,23 m/s Velocidade na carcaça: 5,36 m/s Re tubos: 1,16E+04 Re carcaça: 9,89E+10 ΔP carcaça: 8,00 bar ΔP tubos: 0,007 bar		
E-501 (Permutador c/ água)	-	-	Velocidade nos tubos: 1 a 2,5 m/s Velocidade na carcaça: 10 a 30 m/s	Não existem permutadores inativos com uma temperatura de design superior à temperatura de operação exigida por este permutador.
E-801 (Kettle)	-	-	Velocidade nos tubos: 7 a 20 m/s Velocidade na carcaça: 0,3 a 1 m/s	Não existem permutadores inativos com uma pressão de design superior à pressão de operação exigida por este permutador.
E-303 (Kettle)	-	-	Velocidade nos tubos: 10 a 30 m/s Velocidade na carcaça: 0,3 a 1 m/s	Não existem permutadores inativos com uma pressão de design superior à pressão de operação exigida por este permutador.
E-804 (Kettle)	-	-	Velocidade nos tubos: 10 a 30 m/s Velocidade na carcaça: 0,3 a 1 m/s	Não existem permutadores inativos com uma temperatura de design superior à temperatura de operação exigida por este permutador.

Tabela 68 - Continuação da Tabela anterior

Permutador	Permutadores Compatíveis tendo em conta a Área, T e P design	Resultados	Velocidades esperadas	Permutadores Compatíveis
E-806 (Kettle)	E-305 E-310 E-311 E-408 E-473	<p><u>E-305</u> Tubos disponíveis: 80 Tubos necessários: 46 Tubos a fechar: 34 Velocidade nos tubos: 131,67 m/s</p> <p><u>E-310</u> Tubos disponíveis: 66 Tubos necessários: 45 Tubos a fechar: 21 Velocidade nos tubos: 131,67 m/s</p> <p><u>E-311</u> Tubos disponíveis: 40 Tubos necessários: 24 Tubos a fechar: 16 Velocidade nos tubos: 16,5 m/s Velocidade na carcaça: 6,47 m/s Re tubos: 1,54E+03 Re carcaça: 6,92E+03 ΔP carcaça: 11,85 bar ΔP tubos: 0,01 bar</p>	<p>Velocidade nos tubos: (10 a 30 m/s)</p> <p>Velocidade na carcaça: (0,3 a 1 m/s)</p>	<p>As dimensões dos tubos existentes nos permutadores E-305 e E-310 levam a velocidades superficiais muito grandes, o que resultaria em perdas de carga exorbitantes.</p> <p>No permutador E-311 o diâmetro da carcaça, <i>pitch</i> e número de tubos existentes na carcaça, fechados ou não, levariam a velocidades na carcaça muito grandes, o que se refletiria em grandes perdas de carga.</p> <p>Compatível com o permutador E-408. Ajustado o permutador E-408 verifica-se que a velocidade nos tubos e na carcaça foge um pouco ao esperado, mas não se verificam grandes perdas de carga tanto nos tubos como na carcaça.</p> <p>O permutador E-473 quando ajustado leva a grandes perdas de carga na carcaça.</p>

Tabela 69 - Continuação da Tabela anterior

Permutador	Permutadores Compatíveis tendo em conta a Área, T e P design	Resultados	Velocidades esperadas	Permutadores Compatíveis
(Continuação do permutador anterior)		<u>E-408</u> Tubos disponíveis: 136 Tubos necessários: 45 Tubos a fechar: 91 Velocidade nos tubos: 52,00 m/s Velocidade na carcaça: 1,70 m/s Re tubos: 2,22E+03 Re carcaça: 8,64E+04 ΔP carcaça: 2,23 bar ΔP tubos: 0,54 bar <u>E-473</u> Tubos disponíveis: 31 Tubos necessários: 28 Tubos a fechar: 3 Velocidade nos tubos: 26,52 m/s Velocidade na carcaça: 13,95 m/s Re tubos: 1,58E+06 Re carcaça: 1,28E+03 ΔP carcaça: 82,30 bar ΔP tubos: 0,03 bar	Velocidade nos tubos: (10 a 30 m/s) Velocidade na carcaça: (0,3 a 1 m/s)	

Tabela 70 - Continuação da Tabela anterior

Permutador	Permutadores Compatíveis tendo em conta a Área, T e P design	Resultados	Velocidades esperadas	Permutadores Compatíveis
E-807 (Kettle)	E-301 E-305 E-307 E-311 E-405	<p><u>E-301</u> Tubos disponíveis: 192 Tubos necessários: 68 Tubos a fechar: 124 Velocidade nos tubos: 59,07 m/s Velocidade na carcaça: 0,25 m/s Re tubos: 2,00E+03 Re carcaça: 1,15E+04 ΔP carcaça: 0,04 bar ΔP tubos: 0,58 bar</p> <p><u>E-305</u> Tubos disponíveis: 80 Tubos necessários: 68 Tubos a fechar: 12 Velocidade nos tubos: 118,14 m/s ΔP tubos: 4,62 bar</p> <p><u>E-307</u> Velocidade nos tubos: 123,95 m/s</p>	<p>Velocidade nos tubos: (10 a 30 m/s)</p> <p>Velocidade na carcaça: (0,3 a 1 m/s)</p>	<p>O permutador E-301 é compatível. Apesar de fugir dos intervalos de velocidade ideais a velocidade na carcaça é muito próxima do esperado, o número de Reynolds indica regime turbulento e a queda de pressão não é elevada.</p> <p>Os permutadores E-305 e E-307 não são compatíveis devido à velocidade superficial que se verificariam nos tubos.</p> <p>O permutador E-311 apresenta uma velocidade na carcaça fora do intervalo pretendido, o que se reflete numa perda de carga bastante significativa.</p> <p>O permutador E-405 é compatível.</p> <p>Comparando os permutadores que se mostraram compatíveis, E-405 e E-301, verifica-se que, de acordo com os parâmetros de seleção já mencionados, o equipamento E-405 é o que se ajusta melhor.</p>

Tabela 71 - Continuação da Tabela anterior

Permutador	Permutadores Compatíveis tendo em conta a Área, T e P design	Resultados	Velocidades esperadas	Permutadores Compatíveis
(Continuação do Permutador anterior)		<u>E-311</u> Tubos disponíveis: 40 Tubos necessários: 36 Tubos a fechar: 4 Velocidade nos tubos: 7,40 m/s Velocidade na carcaça: 5,76 m/s Re tubos: 6,92E+02 Re carcaça: 5,01E+05 ΔP carcaça: 8,43 bar ΔP tubos: 0,0016 bar <u>E-405</u> Tubos disponíveis: 160 Tubos necessários: 109 Tubos a fechar: 51 Velocidade nos tubos: 24,27 m/s Velocidade na carcaça: 0,31 m/s Re tubos: 7,18E+02 Re carcaça: 1,43E+04 ΔP carcaça: 0,04 bar ΔP tubos: 0,04 bar		

Tabela 72 - Continuação da Tabela anterior

Permutador	Permutadores Compatíveis tendo em conta a Área, T e P design	Resultados	Velocidades esperadas	Permutadores Compatíveis
E-302 (Permutador a vapor)	E-310 E-473	<u>E-310</u> Tubos disponíveis: 66 Tubos necessários: 10 Tubos a fechar: 56 Velocidade nos tubos: 3,04 m/s Velocidade na carcaça: 9,00 m/s Re tubos: 1,74E+02 Re carcaça: 6,82E+03 ΔP carcaça: 0,08 bar ΔP tubos: 4,29 bar <u>E-473</u> Velocidade na Carcaça: 167,55 m/s	Velocidade nos tubos: (1 a 2 m/s) Velocidade na carcaça: (10 a 30 m/s)	O permutador E-310 é compatível.
E-701 (Permutador a vapor)	-	-	Velocidade nos tubos: (7 a 20 m/s) Velocidade na Carcaça: (5 a 10 m/s)	Funciona com VAP e não há permutadores com uma pressão de design que aguentem a pressão de operação deste equipamento.

Tabela 73 - Continuação da Tabela anterior

Permutador	Permutadores Compatíveis tendo em conta a Área, T e P design	Resultados	Velocidades esperadas	Permutadores Compatíveis
E-805 (Permutador a vapor)	E-306	<u>E-306</u> ¹⁹ Tubos disponíveis: 614 Tubos necessários: 234 Tubos a fechar: 380 Velocidade nos tubos: 0,30 m/s Velocidade na carcaça: 10,42 m/s Re tubos: 1,64E+04 Re carcaça: 8,92E+02 ΔP carcaça: 0,14 bar ΔP tubos: 0,0044 bar	Velocidade nos tubos: (1 a 2 m/s) Velocidade na Carcaça: (10 a 30 m/s)	Compatível
E-809 (Permutador a vapor)	E-303 E-309 E-473	<u>E-303</u> Velocidade nos tubos: 66,30 m/s <u>E-309</u> Velocidade nos tubos: 169,86 m/s E-473 Velocidade nos tubos: 142,24 m/s	Velocidade nos tubos: (10 a 30 m/s) Velocidade na Carcaça: (10 a 30 m/s)	Não existem permutadores compatíveis. O permutador E-303 apresenta uma velocidade nos tubos mais baixa relativamente aos restantes mas, no entanto, leva a grandes quedas de pressão, não se ajustando.

¹⁹ Na folha de especificação fornecida pela Refinaria de Matosinhos, o permutador E-309 da unidade 300 apresenta uma velocidade superficial na carcaça de 0,01 m/s, o que é bastante abaixo do intervalo de velocidades ideal. Isto acontece porque neste caso, a esta velocidade, o regime é à mesma turbulento e a queda de pressão não é elevada.

Tabela 74 - Continuação da Tabela anterior

Permutador	Permutadores Compatíveis tendo em conta a Área, T e P design	Resultados	Velocidades esperadas	Permutadores Compatíveis
RV-501 (Revapori- zador)	-	-	-	Não existem permutadores compatíveis devido à pressão de design.

Tabela 75 - Comparação dos permutadores - Caso de Estudo II

Permutador	Permutadores Compatíveis tendo em conta a Área, T e P design	Resultados	Velocidades esperadas	Permutadores Compatíveis
E-301 (Tecnologia Pinch)	E-306	Tubos disponíveis: 614 Tubos necessários: 530 Tubos a fechar: 84 Velocidade nos tubos: 0,30 m/s Velocidade na carcaça: 0,24 m/s Re tubos: 1,02E+04 Re carcaça: 1,36E+04 ΔP carcaça: 1,57E-04 bar ΔP tubos: 0,006 bar	Velocidade nos tubos: 1 a 2 m/s Velocidade na carcaça: 0,3 a 1 m/s	Compatível. Apesar da velocidade superficial nos tubos não se encontrar dentro do intervalo teórico recomendado, o regime é turbulento e a queda de pressão não é grande, o que espelha o bom funcionamento do equipamento.
E-702 (Permutador c/ água)	-	-	Velocidade nos tubos: 1 a 2,5 m/s Velocidade na carcaça: 5 a 10 m/s	Não existem permutadores inativos com uma pressão de design superior à pressão de operação exigida por este equipamento.
E-703 (Permutador c/ água)	-	-	Velocidade nos tubos: 1 a 2,5 m/s Velocidade na carcaça: 5 a 10 m/s	Não existem permutadores inativos com uma pressão de design superior à pressão de operação exigida por este equipamento.
E-802 (Permutador c/ água)	-	-	Velocidade nos tubos: 1 a 2,5 m/s Velocidade na carcaça: 7 a 20 m/s	Não existem permutadores inativos com uma área semelhante à área projetada.
E-803 (Permutador c/ água)	-	-	Velocidade nos tubos: 1 a 2,5 m/s Velocidade na carcaça: 0,3 a 1 m/s	Não existem permutadores inativos com uma área semelhante à área projetada.

Tabela 76 - Continuação da Tabela anterior

Permutador	Permutadores Compatíveis tendo em conta a Área, T e P design	Resultados	Velocidades esperadas	Permutadores Compatíveis
E-808 (Permutador c/ água)	E-305 E-408 E-473	<p><u>E-305</u> Tubos disponíveis: 80 Tubos necessários: 79 Tubos a fechar: 1 Velocidade nos tubos: 1,05 m/s Velocidade na carcaça: 0,42 m/s Re tubos: 1,99E+04 Re carcaça: 9,45E+04 ΔP carcaça: 0,03 bar ΔP tubos: 0,22 bar</p> <p><u>E-473</u> Tubos disponíveis: 31 Tubos necessários: 29 Tubos a fechar: 2 Velocidade nos tubos: 0,15 m/s Velocidade na carcaça: 16,38 m/s ΔP carcaça: 61,62 bar</p> <p><u>E-408</u> Tubos disponíveis: 136 Tubos necessários: 66 Tubos a fechar: 70 Velocidade nos tubos: 0,62 m/s Velocidade na carcaça: 2,78 m/s Re tubos: 1,19E+04 Re carcaça: 1,28E+05 ΔP carcaça: 6,36 bar ΔP tubos: 0,04 bar</p>	<p>Velocidade nos tubos: 1 a 2,5 m/s</p> <p>Velocidade na carcaça: 0,3 a 1 m/s</p>	<p>O permutador E-305 é perfeitamente compatível, com velocidades dentro dos intervalos teóricos esperados, quedas de pressão mínimas e em regime turbulento tanto na carcaça como nos tubos.</p> <p>O permutador E-473 leva a perdas de carga muito grandes.</p> <p>O permutador E-408 não foge muito ao que é esperado, tendo apenas uma velocidade na carcaça um pouco superior à teoricamente esperada, apresentando por isso uma perda de carga na carcaça de 6,36 bar.</p> <p>Entre o permutador E-305 e o E-408 é o E-305 o que mais se ajusta.</p>

Tabela 77 - Continuação da Tabela anterior

Permutador	Permutadores Compatíveis tendo em conta a Área, T e P design	Resultados	Velocidades esperadas	Permutadores Compatíveis
E-501 (Permutador c/ água)	-	-	Velocidade nos tubos: 1 a 2,5 m/s Velocidade na carcaça: 0,3 a 1 m/s	Não existem permutadores disponíveis com áreas semelhantes à área projetada.
E-303 (Kettle)	-	-	Velocidade nos tubos: 10 a 30 m/s Velocidade na carcaça: 0,3 a 1 m/s	Não existem permutadores disponíveis com áreas semelhantes à área projetada.
E-801 (Kettle)	-	-	Velocidade nos tubos: 10 a 30 m/s Velocidade na carcaça: 0,3 a 1 m/s	Não existem permutadores disponíveis com áreas semelhantes à área projetada.

Tabela 78 - Continuação da Tabela anterior

Permutador	Permutadores Compatíveis tendo em conta a Área, T e P design	Resultados	Velocidades esperadas	Permutadores Compatíveis
E-804 (Kettle)	E-301 E-307 E-405	<p><u>E-301</u> Tubos disponíveis: 192 Tubos necessários: 119 Tubos a fechar: 73 Velocidade nos tubos: 2,38 m/s Re tubos: 8,07E+01 ΔP tubos: 0,00 bar</p> <p><u>E-307</u> Tubos disponíveis: 216 Tubos necessários: 57 Tubos a fechar: 159 Velocidade nos tubos: 5,00 m/s Velocidade na carcaça: 1,70 m/s Re tubos: 1,69E+03 Re carcaça: 9,99E+04 ΔP carcaça: 3,57 bar ΔP tubos: 0,07 bar</p> <p><u>E-405</u> Velocidade nos tubos: 1,49 m/s Re tubos: 5,00E+01</p>	<p>Velocidade nos tubos: 10 a 30 m/s</p> <p>Velocidade na carcaça: 0,3 a 1 m/s</p>	<p>O permutador E-301 tem um regime muito laminar, com um número de Reynolds muito baixo, dada a velocidade do vapor que passa pelos tubos esperada ser muito baixa, pelo que se torna incompatível com o equipamento dimensionado. O mesmo acontece com o permutador E-405.</p> <p>Permutador E-307 compatível.</p>

Tabela 79 - Continuação da Tabela anterior

Permutador	Permutadores Compatíveis tendo em conta a Área, T e P design	Resultados	Velocidades esperadas	Permutadores Compatíveis
E-806 (Kettle)	E-304 E-407	<u>E-304</u> Tubos disponíveis: 432 Tubos necessários: 340 Tubos a fechar: 92 Velocidade nos tubos: 5,11 m/s Velocidade na carcaça: 1,08 m/s Re tubos: 1,29E+03 Re carcaça: 9,32E+04 ΔP carcaça: 0,44 bar ΔP tubos: 0,22 bar	Velocidade nos tubos: 10 a 30 m/s Velocidade na carcaça: 0,3 a 1 m/s	O permutador E-304 é compatível. (A folha de especificação do permutador E-407 não tem toda a informação necessária para se poder fazer a comparação).
E-807	-	-	Velocidade nos tubos: 10 a 30 m/s Velocidade na carcaça: 0,3 a 1 m/s	Não existem permutadores inativos com uma pressão de design superior à pressão de operação exigida por este equipamento.
E-302 (Permutador a vapor)	E-305 E-310 E-408 E-473	<u>E-305</u> Tubos disponíveis: 80 Tubos necessários: 45 Tubos a fechar: 35 Velocidade nos tubos: 8,29 m/s Velocidade na carcaça: 1,76 m/s Re tubos: 4,99E+02 Re carcaça: 6,75E+02 ΔP carcaça: 0,00 bar ΔP tubos: 165,80 bar <u>E-310</u> ΔP tubos: 165,80 bar	Velocidade nos tubos: 1 a 2 m/s Velocidade na carcaça: 10 a 30 m/s	O permutador E-305 apresenta velocidades, tanto na carcaça como nos tubos, admissíveis, mas, no entanto, a queda de pressão nos tubos torna-o incompatível, dadas as medidas dos mesmos. O mesmo se verifica com o permutador E-310 que, apresentando tubos com as mesmas dimensões tem uma queda de pressão nos tubos igual.

Tabela 80 - Continuação da Tabela anterior

Permutador	Permutadores Compatíveis tendo em conta a Área, T e P design	Resultados	Velocidades esperadas	Permutadores Compatíveis
(Continuação do Permutador anterior)	E-305 E-310 E-408 E-473	<p><u>E-408</u> Tubos disponíveis: 136 Tubos necessários: 45 Tubos a fechar: 91 Velocidade nos tubos: 4,15 m/s Velocidade na carcaça: 11,71 m/s Re tubos: 2,50E+02 Re carcaça: 9,15E+02 ΔP carcaça: 0,21 bar ΔP tubos: 20,73 bar</p> <p><u>E-473</u> Tubos disponíveis: 31 Tubos necessários: 27 Tubos a fechar: 4 Velocidade nos tubos: 1,67 m/s Velocidade na carcaça: 103,54 m/s Re tubos: 1,44E+02 Re carcaça: 1,67E+04 ΔP carcaça: 9,83 bar ΔP tubos: 1,45 bar</p>	<p>Velocidade nos tubos: 1 a 2 m/s</p> <p>Velocidade na carcaça: 10 a 30 m/s</p>	<p>O permutador E-408 apresenta uma queda de pressão na carcaça bastante significativa devido ao diâmetro da carcaça e ao <i>pitch</i> do permutador.</p> <p>O permutador E-473 apresenta uma velocidade na carcaça muito superior à velocidade esperada, o que leva a uma perda de carga significativa que, por sua vez, reflete a falta de otimização do equipamento.</p>
E-701 (Permutador a vapor)	-	-	<p>Velocidade nos tubos: 7 a 20 m/s</p> <p>Velocidade na Carcaça: 5 a 10 m/s</p>	Funciona com VAP e não há permutadores com uma pressão de design que aguentem a pressão de operação deste equipamento.

Tabela 81 - Continuação da Tabela anterior

Permutador	Permutadores Compatíveis tendo em conta a Área, T e P design	Resultados	Velocidades esperadas	Permutadores Compatíveis
E-805 (Permutador a vapor)	E-403	<u>E-403</u> Velocidade nos tubos: 134,84 m/s ΔP tubos: 61,62 bar	Velocidade nos tubos: 10 a 30 m/s Velocidade na Carcaça: 10 a 30 m/s	Não existem permutadores compatíveis.
E-809 (Permutador a vapor)	E-473	<u>E-473</u> Velocidade na carcaça: 581,48 m/s ΔP carcaça: 177,00 bar	Velocidade nos tubos: 10 a 30 m/s Velocidade na Carcaça: 7 a 20 m/s	Não existem permutadores compatíveis-
RV-501 (Revapori- zador)	-	-	-	Não existem permutadores compatíveis devido à pressão de design.

7.1.6. Aero-Arrefecedores

Área de Transferência: nos aero-arrefecedores teve-se em conta a área de transferência necessária para que o calor seja removido.

A área de transferência do aero-arrefecedor compatível poderá ser igual ou superior à área necessária. Em casos em que é selecionado um aero-arrefecedor de área superior, para que não seja retirado calor em excesso pode alterar-se o ângulo de ataque das pás, a velocidade de rotação das ventoinhas, caso estas não tenham uma velocidade de rotação fixa, e o ângulo das persianas, geralmente interligado a uma válvula de controlo.

Uma vez que os aero-arrefecedores existentes nas unidades 300 e 400 têm velocidades de rotação fixas, não se pode utilizar como componente variável o último parâmetro citado.

Tabela 82 - Comparação dos Aero-arrefecedores - Caso de Estudo I

Aero-Arrefecedor Projetado	Aero-Arrefecedor existente nas unidades 300/400	Compatibilidade
AC-801	E-475	Incompatível ²⁰
AC-802	E-316	Compatível
AC-301	E-315	Compatível
AC-701	E-312	Incompatível ²⁰
AC-803	E-315	Compatível.
AC-804		Incompatível.
AC-805	E-474	Compatível.
AC-601	E-314	Incompatível ²⁰ .

Tabela 83 - Comparação dos Aero-arrefecedores - Caso de Estudo II

Aero-Arrefecedor Projetado	Aero-Arrefecedor existem nas unidades 300/400	Compatibilidade
AC-301	E-313	Compatível
AC-601		Incompatível
AC-701		Incompatível ²⁰
AC-801	E-315	Compatível
AC-802		Incompatível ²⁰
AC-803		Incompatível
AC-804	E-312	Compatível
AC-805	E-315	N/A ²¹
AC-806	E-316	Compatível
AC-807	E-314	Compatível

²⁰ Incompatibilidade devido à pressão de operação.

²¹ Como o calor a retirar do AC-801 é superior ao AC-805, é preferível utilizar o aero-arrefecedor compatível para substituir o AC-801, pois será mais caro.



Análise Económica

O estudo económico reflete a viabilidade e potencialidade do negócio. Nesta análise estão contidos o plano de investimento, a conta de exploração, os planos de amortização e a análise da sensibilidade do negócio face a certas variáveis.

Apesar desta análise ser essencial no estudo da projeção de qualquer unidade, a fim de analisar a sua rentabilidade, é certo que, consoante o estado de evolução do estudo, os métodos utilizados têm diferentes precisões.

Independentemente do método escolhido para efetuar a análise, que já contém algum grau de incerteza, é necessário listar considerações e pressupostos, impossíveis de prever temporalmente, que, por sua vez, aumentarão a margem de erro face à realidade.

Pressupostos

1. Considerou-se um período temporal de 10 anos, com arranque de fábrica em 2019.
2. Os primeiros dois anos são destinados a investimento e construção da fábrica.
3. A unidade fabril funciona 350 dias por ano, 24 horas por dia, o que perfaz 8400 horas por ano, sendo os restantes 15 dias destinados à limpeza da unidade.
4. A quantidade de nafta produzida será igual à quantidade de nafta vendida.
5. Todo o fuel-gás obtido é vendido.
6. Os preços dos produtos e matéria-prima considerados para efeitos de cálculo, que consistem nos preços médios do ano de 2016 dados pela própria Refinaria (Anexo IX), mantêm-se constantes durante o período de estudo.
7. Dado que o produto final não é vendido de forma pura, servindo como aditivo a gasolinas com piores prestações, não foi possível considerar o preço final da gasolina por esta já se encontrar misturada. Assim sendo, foi considerado o preço do Alquilado, por ser o preço que se distanciava mais do valor da gasolina à entrada da unidade.
8. A produção de Gasolina Leve e Refinado mantém-se constante ao longo do período temporal considerado, o que se reflete numa taxa de ocupação de 100%.

9. Não existirão imprevistos que levem à paragem parcial ou total da unidade.
10. O valor gasto anualmente correspondente ao preço de catalisadores e adsorventes foi obtido de forma conjunta, por correlação com um estudo feito anteriormente para a Refinaria posteriormente atualizado ($i = 6,6\%$). Assim sendo o montante admitido foi de 644 336 €.

Tabela 84 – Preços considerados para efeitos de estudo

Preço de compra da Gasolina Leve e Refinado	408,30 €/ton
Preço de compra de Hidrogénio	203,70 €/ton
Preço de venda do Fuel-Gás (produto secundário)	419,6 €/ton
Preço de venda do Alquilado	472,9 €/ton

8.1. Investimento

Para determinar o investimento inicial para arranque da unidade, é necessário fazer uma estimativa do investimento fixo, capital circulante e juros intercalares.

$$\text{Investimento Inicial} = \text{Investimento Fixo} + \text{Juros Intercalares} + \text{Capital Circulante}$$

Equação 31 - Fórmula para o Cálculo do Investimento Inicial

8.1.1. Investimento Fixo

O capital fixo corresponde ao capital necessário para a montagem da unidade.

Este inclui várias parcelas pertencentes ao capital corpóreo, como a compra de equipamentos e sua construção e a montagem de sistemas elétricos, e parcelas relativas ao investimento incorpóreo, como o capital gasto em imprevistos e fiscalizações.

Métodos de Cálculo

Existem alguns métodos de cálculo para estimar o Investimento Fixo, tais como: Método de Lang, Regra de Williams, Método do Coeficiente de Rotação do Capital e Método dos Fatores.

De entre todos estes métodos, o que se identifica como mais assertivo, e possível de ser utilizado neste caso de estudo, é o método dos fatores, em que é feita uma estimativa individual de todas as parcelas pertencentes ao investimento fixo tendo em conta o custo do equipamento base (Anexo VII), tornando-se mais precisa.

A ineficácia dos outros métodos deve-se à inexistência de certas parcelas, como a compra do terreno, gastos com a administração e construção de edifícios, serviços de marketing e custo de mão-de-obra, uma vez que se trata da construção de uma unidade já dentro da própria refinaria. Excluídos estes valores, a diferença do investimento necessário com o investimento estimado por estes métodos era bastante significativa.

Tabela 85 - Estimativa dos Custos Diretos do Investimento Fixo

Custos Diretos (Corpóreo)	% do EB	% Escolhida	Justificação
Montagem	35%-45%	45%	Unidade com um número elevado de equipamentos
Conduatas	65%	65%	% atribuída a unidades que processam apenas fluídos
Instalações Elétricas	10%-15%	10%	Aproveitamento das instalações existentes
Isolamentos Térmicos	8%-10%	8%	Condições operatórias pouco severas
Utilidades e Serviços	-		A central de utilidades da Refinaria consegue dar resposta às necessidades da nova fábrica, não sendo necessário <i>revamping</i>
Instrumentação e Controlo	5%-30%	25%	Muitos equipamentos requerem mais instrumentos de controlo
Terreno e Preparação do Terreno	5%-70%	10%	O terreno cedido para o efeito já pertence à Refinaria e pertence a unidades inativas
Edifícios	-		Os edifícios já existem

Tabela 86 - Estimativa dos Custos Indiretos do Investimento Fixo

Custos Indiretos (Incorpóreo)	% CD (% CD+CI)	% Escolhida	Justificação
Projeto e Fiscalização do Projeto	15%	-	-
Despesas de Empreitada	15%	-	-
Provisão para Imprevistos	(10%-20%)	15%	Valor médio

8.1.2. Capital Circulante

O capital circulante é relativo ao capital necessário para assegurar o normal funcionamento da unidade.

Métodos de Cálculo

Este pode ser estimado por parcelas, por percentagem sobre o volume anual de vendas, ou por percentagem sobre o investimento fixo. Considerando a instabilidade dos preços do produto final, devido ao preço irregular do crude, apenas o primeiro método se torna adequado à situação.

8.1.3. Juros Intercalares

Os juros intercalares estão inteiramente relacionados com o capital alheio, cedido pelas entidades externas, e respetivo período de utilização. Este é calculado segundo um plano de investimento criado para os primeiros dois anos, que por si só requer alguns pressupostos:²²

1. A empresa deve investir uma boa quantia em capital, dado o aumento exponencial dos juros intercalares.
2. Inicialmente é gasto o capital próprio, recorrendo-se ao capital alheio só no momento necessário, de forma a contrair menos juros.
3. Projeto e Fiscalizações: no 1º ano paga-se 60% do valor e no 2º ano o restante.
4. Despesas de Empreitada: O valor é repartido uniformemente entre o 3º e o 8º mês.
5. Provisão para Imprevistos: nos primeiros 4 meses cede-se 20% do valor e nos restantes 20 meses 80%.
6. Equipamento base: no 5º mês é dado o sinal, correspondente a 20% do custo do equipamento, e os restantes 80% são igualmente repartidos por 3 meses.
7. Montagem: repartiu-se o valor em porções iguais durante o período de 6 meses, a começar em Julho.
8. Conduitas: Distribuído da mesma forma que o equipamento base.
9. Instrumentação e Controlo: o custo é repartido em porções iguais entre o 6º e o 11º mês.
10. Preparação do terreno: esta parcela precede todas as outras, já que sem ela não se pode dar início à construção da unidade (90% do montante é pago no 1º mês e 10% nos restantes).
11. Instalações Elétricas: O pagamento é distribuído uniformemente entre o 7º e 11º mês.
12. Isolamentos Térmicos: O pagamento é distribuído uniformemente entre o 12º e 18º mês.
13. Capital Circulante: repartiu-se o montante entre o 21º e 24º mês, dado que só é necessário para arranque da fábrica.

Caso de Estudo I

Assumindo os pressupostos acima mencionados e um capital próprio de 10 906 310,32€, correspondente a 60% do investimento, o capital alheio pedido à entidade bancária é de 6 405 293,36€ e os juros intercalares relativos ao empréstimo de 735 159,18€, o que perfaz um investimento inicial de 18 046 762,86 €.

²² O plano de investimento para o cálculo dos juros intercalares é unicamente feito para os primeiros dois anos, uma vez que neste período só são pagos juros. O capital alheio só começa a ser amortizado a partir do início do terceiro ano.

Tabela 87 - Investimento - Caso de Estudo I

CÁLCULO DO INVESTIMENTO INICIAL	
1. Investimento Fixo	
1.1. Custos Diretos	
Equipamento Base	2 305 990,59 €
Montagem	1 037 695,76 €
Conduitas	1 498 893,88 €
Instalação de Utilidades e Serviços	- €
Instrumentação e Controlo	576 497,65 €
Terreno e Preparação de Terreno	230 599,06 €
Edifícios	- €
Instalações Elétricas	230 599,06 €
Isolamentos Térmicos	184 479,25 €
Total Custos Diretos	6 064 755,24 €
2. Custos Indiretos	
2.1 Projeto e Fiscalização do Projeto	909 713,29 €
2.2 Despesas de empreitada	909 713,29 €
2.3 Provisão para imprevistos	1 182 627,27 €
Total dos Custos Indiretos	3 002 053,85 €
TOTAL DO INVESTIMENTO FIXO	9 066 809,09 €
2. Capital Circulante	
Reserva de Matérias-Primas	283 272,16 €
Produtos em Vias de Fabrico	197 634,25 €
Reservas de Produtos fabricados (stock de produto)	3 664 505,82 €
Condições de Crédito Obtidas (-)	4 249 082,43 €
Condições de Crédito Oferecidas (+)	3 664 505,82 €
Fundo de maneoio	4 683 958,96 €
TOTAL DO CAPITAL CIRCULANTE	8 244 794,59 €
3. Juros Intercalares	735 159,18 €
TOTAL DO INVESTIMENTO	<u>18 046 762,86 €</u>

Caso de Estudo II

Para o segundo caso o capital próprio considerado foi igual ao primeiro caso de estudo, o que levou a um capital alheio necessário de 25 123 550,78€ e 897 058,92€ de juros intercalares, o que per fez um investimento inicial de 36 926 920,06 €.

Tabela 88 - Investimento - Caso de Estudo II

CÁLCULO DO INVESTIMENTO INICIAL	
1. Investimento Fixo	
1.1. Custos Diretos	
Equipamento Base	2 606 259,93 €
Montagem	1 172 816,97 €
Conduitas	1 694 068,95 €
Utilidades e Serviços	781 877,98 €
Instrumentação e Controlo	651 564,98 €
Terreno e Preparação de Terreno	260 625,99 €
Edifícios	- €
Instalações Elétricas	260 625,99 €
Isolamentos Térmicos	208 500,79 €
Total Custos Diretos	7 636 341,58 €
2. Custos Indiretos	
2.1 Projeto e Fiscalização do Projeto	1 145 451,24 €
2.2 Despesas de empreitada	1 145 451,24 €
2.3 Provisão para imprevistos	1 489 086,61 €
Total dos Custos Indiretos	3 779 989,08 €
TOTAL DO INVESTIMENTO FIXO	11 416 330,66 €
2. Capital Circulante	
Reserva de Matérias-Primas	836 608,55 €
Produtos em Vias de Fabrico	298 420,82 €
Reservas de Produtos fabricados (stock de produto)	11 050 288,31 €
Condições de Crédito Obtidas (-)	12 549 128,28 €
Condições de Crédito Oferecidas (+)	11 050 288,31 €
Fundo de maneoio	13 927 052,75 €
TOTAL DO CAPITAL CIRCULANTE	24 613 530,47 €
3. Juros Intercalares	897 058,92 €
TOTAL DO INVESTIMENTO	<u>36 926 920,06 €</u>

8.2. Custo de Produção

O custo de produção é obtido pela soma do custo de fabrico com as despesas gerais.

Para que o projeto seja rentável, o custo de produção por tonelada tem de ser necessariamente inferior ao preço de venda por tonelada considerado.

No custo de fabrico estão englobados os custos fixos, custos diretos e indiretos resultantes da exploração da unidade.

$$\text{Custo de Produção} = \text{Custos Fixos} + \text{Custos Diretos} + \text{Custos Indiretos} + \text{Despesas Gerais}$$

Equação 32

Neste estudo não foi considerado custo de mão de obra para ambos os casos, uma vez que se prevê a acumulação de serviços por parte dos trabalhadores da Refinaria. A contratação de equipas exclusivas para a unidade levaria a uma despesa acrescida de 634 500€ de acordo com os salários médios indicados, sendo que o processo continuaria a ser rentável.

Caso de Estudo I

Tendo em conta a tabela de amortização de edifícios, despesas de empreitada e equipamento, que representa a perda de valor destes bens materiais, e a tabela relativa aos custos de produção, em anexo XI e XII, respetivamente, concluiu-se que o custo de produção por tonelada no primeiro ano é de 360,40€ e que o custo de produção médio por tonelada ao longo dos 10 anos é de 356,44€.

Caso de Estudo II

No caso de estudo II concluiu-se que o custo de produção por tonelada no primeiro ano é de 366,44€ e que o custo de produção médio ao longo de 10 anos de estudo é de 364,42€.

8.3. Conta de Exploração

A conta de exploração, explicitada no Anexo XIII, permite calcular o Resultado Líquido, parte integrante do Cash-Flow, para prever a evolução de negócio.

Para a obtenção anual deste montante, são inicialmente somados os resultados operacionais, que consistem na diferença entre ganhos e proveitos operacionais com custos e gastos obtidos, os resultados financeiros, obtidos pela subtração dos juros obtidos com os juros suportados, e os resultados extraordinários.

De seguida, é subtraído um Imposto sobre lucro de 25%.

Caso de Estudo I



Gráfico 3 - Resultado Líquido anual para o período de estudo - Caso de Estudo I

Caso de Estudo II



Gráfico 4 -Resultado Líquido anual para o período de estudo – Caso de Estudo II

8.4. Cash-Flow

O cash-flow é devidamente atualizado a uma taxa de desconto de 10%, cujos valores são apresentados na tabela anterior, sendo de seguida calculado o Cash-Flow acumulado para a determinação de fatores de avaliação da potencialidade económica do projeto, tal como o valor atual líquido, VAL, a taxa interna de rentabilidade, TIR, e o período de retorno.

Caso de Estudo I

Tabela 89 - Cash-Flow - Caso de Estudo I

Cash-Flow						
	2016/2017	2018	2019	2020	2021	2022
1. Investimento Total	18 046 762,86 €	- €	- €	- €	- €	- €
2. Valor Residual	- €	- €	- €	- €	- €	- €
3. Resultado Líquido	- €	11 830 265,52 €	11 861 971,72 €	11 893 677,92 €	12 380 240,77 €	12 411 946,97 €
4. Amortizações	- €	837 074,58 €	837 074,58 €	837 074,58 €	230 599,06 €	230 599,06 €
5. Custos Financeiros	- €	422 749,36 €	380 474,43 €	338 199,49 €	230 599,06 €	230 599,06 €
6. Provisões	- €	- €	- €	- €	- €	- €
7. CF de Exploração	- €	13 090 089,47 €	13 079 520,73 €	13 068 952,00 €	12 841 438,89 €	12 873 145,09 €
8. CF de Investimento	18 046 762,86 €	- €	- €	- €	- €	- €
9. CF líquido	- 18 046 762,86 €	13 090 089,47 €	13 079 520,73 €	13 068 952,00 €	12 841 438,89 €	12 873 145,09 €
10. CF Atualizado	- 18 046 762,86 €	11 900 081,33 €	10 809 521,27 €	9 818 897,07 €	8 770 875,55 €	7 993 210,28 €
11. CF Acumulado	- 18 046 762,86 €	- 6 146 681,53 €	4 662 839,73 €	14 481 736,80 €	23 252 612,35 €	31 245 822,63 €

Tabela 90 - Continuação da Tabela anterior

Cash-Flow					
	2023	2024	2025	2026	2027
1. Investimento Total	- €	- €	- €	- €	- €
2. Valor Residual	- €	- €	- €	- €	- €
3. Resultado Líquido	12 443 653,17 €	12 475 359,38 €	12 507 065,58 €	12 538 771,78 €	12 570 477,98 €
4. Amortizações	230 599,06 €	230 599,06 €	230 599,06 €	230 599,06 €	- €
5. Custos Financeiros	230 599,06 €	230 599,06 €	230 599,06 €	230 599,06 €	230 599,06 €
6. Provisões	- €	- €	- €	- €	- €
7. CF de Exploração	12 904 851,29 €	12 936 557,49 €	12 968 263,70 €	12 999 969,90 €	12 801 077,04 €
8. CF de Investimento	- €	- €	- €	- €	- €
9. CF Líquido	12 904 851,29 €	12 936 557,49 €	12 968 263,70 €	12 999 969,90 €	12 801 077,04 €
10. CF Atualizado	7 284 452,13 €	6 638 499,50 €	6 049 790,72 €	5 513 256,27 €	4 935 369,35 €
11. CF Acumulado	38 530 274,76 €	45 168 774,26 €	51 218 564,98 €	56 731 821,25 €	61 667 190,60 €

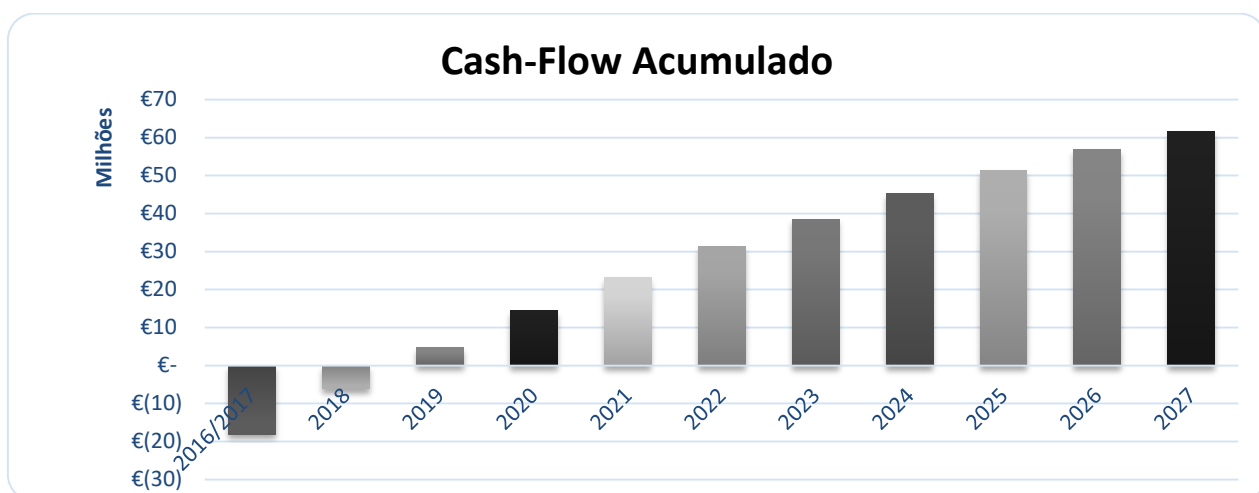


Gráfico 5 - Cash-Flow acumulado - Caso de Estudo I

O gráfico 5 reflete a evolução prevista de negócio pela exploração da unidade projetada no caso de estudo 1, mostrando valores bastante otimistas.

Este projeto apresenta um valor atual líquido de 61,7 milhões de euros, uma TIR de 56% e um período de retorno de sensivelmente 2 anos e 7 meses.

Caso de Estudo II

Tabela 91 - Cash-Flow – Caso de Estudo II

Cash-Flow						
	2016/2017	2018	2019	2020	2021	2022
1. Investimento Total	36 926 920,06 €	- €	- €	- €	- €	- €
2. Valor Residual	- €	- €	- €	- €	- €	- €
3. Resultado Líquido	- €	33 902 754,32 €	33 963 558,96 €	34 024 363,60 €	34 657 893,85 €	34 718 698,49 €
4. Amortizações	- €	1 024 260,15 €	1 024 260,15 €	1 024 260,15 €	260 625,99 €	260 625,99 €
5. Custos Financeiros	- €	810 728,50 €	729 655,65 €	648 582,80 €	567 509,95 €	486 437,10 €
6. Provisões	- €	- €	- €	- €	- €	- €
7. CF de Exploração	- €	35 737 742,97 €	35 717 474,76 €	35 697 206,55 €	35 486 029,80 €	35 465 761,58 €
8. CF de Investimento	36 926 920,06 €	- €	- €	- €	- €	- €
9. CF Líquido	- 36 926 920,06 €	35 737 742,97 €	35 717 474,76 €	35 697 206,55 €	35 486 029,80 €	35 465 761,58 €
10. CF Atualizado	- 36 926 920,06 €	32 488 857,25 €	29 518 574,18 €	26 819 839,63 €	24 237 435,83 €	22 021 447,61 €
11. CF Acumulado	- 36 926 920,06 €	- 4 438 062,81 €	25 080 511,37 €	51 900 351,00 €	76 137 786,83 €	98 159 234,43 €

Tabela 92 - Continuação da Tabela anterior

Cash-Flow					
	2023	2024	2025	2026	2027
1. Investimento Total	- €	- €	- €	- €	- €
2. Valor Residual	- €	- €	- €	- €	- €
3. Resultado Líquido	34 779 503,13 €	34 840 307,77 €	34 901 112,40 €	34 961 917,04 €	35 022 721,68 €
4. Amortizações	260 625,99 €	260 625,99 €	260 625,99 €	260 625,99 €	260 625,99 €
5. Custos Financeiros	405 364,25 €	324 291,40 €	243 218,55 €	162 145,70 €	81 072,85 €
6. Provisões	- €	- €	- €	- €	- €
7. CF de Exploração	35 445 493,37 €	35 425 225,16 €	35 404 956,95 €	35 384 688,73 €	35 364 420,52 €
8. CF de Investimento	- €	- €	- €	- €	- €
9. CF líquido	35 445 493,37 €	35 425 225,16 €	35 404 956,95 €	35 384 688,73 €	35 364 420,52 €
10. CF Atualizado	20 008 056,95 €	18 178 741,88 €	16 516 673,71 €	15 006 562,22 €	5 785 679,36 €
11. CF Acumulado	118 167 291,38 €	136 346 033,26 €	152 862 706,97 €	167 869 269,19 €	173 654 948,55 €

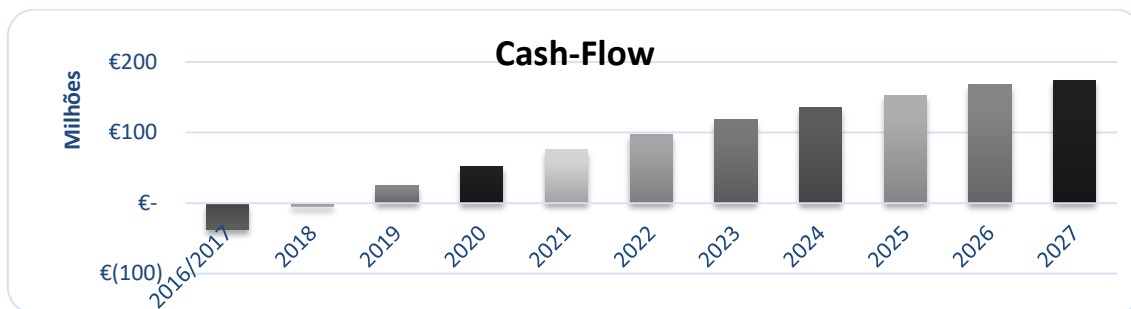


Gráfico 6 - Cash-Flow Acumulado- Caso de Estudo II

Tendo em conta o gráfico 6, o caso de estudo 2 apresenta grandes potencialidades económicas, com um VAL de 173,6 milhões de euros, uma TIR de 79% e um período de retorno de cerca de 2 anos e 3 meses.

8.6. Ponto Crítico

De forma a saber a quantidade de produto mínima para a qual a quantidade de receitas igualam os custos, foi calculado o ponto crítico em quantidade, de acordo com a equação que se segue, de forma a poder estimar a taxa de ocupação mínima necessária.

$$\text{Ponto Crítico} = \frac{\text{Custos Fixos}}{\text{Preço unitário}^{23} - \text{Custo variável unitário}}$$

Equação 33

Os custos variáveis representam os custos com matérias-primas, catalisadores e solventes, utilidades, entre outros custos necessários para o próprio funcionamento da unidade. Os custos fixos são relativos a amortizações, encargos financeiros, custos com pessoal e patentes.

Sabendo a quantidade mínima de produção anual necessária para não se obter despesa e a quantidade máxima para a qual a unidade é capacitada, é possível calcular a taxa de ocupação mínima.

$$\text{Taxa de ocupação mínima (\%)} = \frac{\text{Quantidade mínima para a qual as receitas igualam os custos}}{\text{Quantidade máxima que a unidade é capaz de produzir}} \times 100$$

Equação 34

Para o caso de estudo I a taxa de ocupação mínima é de 30% e para o segundo caso de 18%, o que teoricamente é ótimo mas na prática impossível, uma vez que levaria, por exemplo, à secagem das colunas por falta de caudal.

²³ Uma vez que grande parte das receitas correspondem à venda do subproduto, para a determinação do preço a considerar nesta fórmula, foi feita uma média ponderada entre o preço de produto e subproduto.

8.7. Rácios de Rentabilidade

Para além dos comuns indicadores de potencialidade de negócio já mencionados, foram calculados os rácios²⁴ de rentabilidade de vendas, rentabilidade do capital próprio e rotação do capital para os diferentes casos.

Rentabilidade de Vendas

O rácio de rentabilidade de vendas é indicativo do lucro gerado por cada venda, refletindo-se como a margem líquida de lucro para a empresa.

Assim como os outros rácios a seguir mencionados, quanto maior o valor do rácio, maior a potencialidade do negócio.

$$RV = \frac{RL}{Vendas}$$

Equação 35

No caso de estudo I a rentabilidade de vendas foi de 17% e no caso de estudo II tomou o valor de 18,24%.

Rentabilidade do Capital Próprio

A rentabilidade do capital próprio é a % de lucro por cada euro investido.

$$Rentabilidade\ do\ CP = \frac{RL}{CP}$$

Equação 36

No caso de estudo I este rácio tem o valor de 113% e no caso de estudo II 317%.

Rotação do Capital Próprio

A rotação do capital próprio é a capacidade do projeto em criar receitas, tendo em conta o investimento próprio que foi feito.

$$Rotação\ do\ CP = \frac{Vendas}{CP}$$

Equação 37

No primeiro caso de estudo a rotação do capital próprio detém o valor de 4,92 e o caso de estudo II de 18,48.

²⁴ Os rácios são calculados para um ano intermédio. Foi considerado o ano cruzeiro de 2022.

Discussão de Resultados

De acordo com os resultados indicados no capítulo 8, a análise económica efetuada demonstrou-se muito otimista para ambos os casos, sendo estes resultados expectáveis devido a inúmeros fatores.

Uma das observações mais importantes é o facto de não ser necessária a compra/arrendamento de terrenos. Esta parcela costuma ter um grande impacto no investimento fixo inicial, promovendo uma baixa significativa do montante.

Paralelamente a este argumento, não se pode ignorar o facto de se ter considerado que certos serviços, como o serviço de marketing, administração e construção de edifícios apresentarem valores nulos por se estar a projetar uma unidade já dentro de uma refinaria funcional, com todos estes serviços ativos.

Foram de igual forma suprimidos os custos com mão-de-obra, por se ter admitido acumulação de funções dos trabalhadores já existentes na fábrica.

Relativamente ao revamping da FUT, houve a indicação pela própria refinaria de Matosinhos de que não seria necessário fazer-se o revamping desta fábrica, pois a mesma apresenta capacidades para fornecer atempadamente as utilidades requeridas para o funcionamento de qualquer que fosse a unidade escolhida.

Comparando os casos de estudo mencionados, é notável o efeito de escala sofrido. Este fenómeno torna-se ainda mais evidente devido à quantidade de subproduto formado.

Para o caso de estudo I, cuja produção de gasolina é de 10,7 ton/h, são produzidas 7,43 ton/h de fuel-gás, correspondente a quase metade do valor do produto principal. No caso de estudo II, para uma produção de 32,45 ton/h, são formadas 20,6 ton/h de subproduto. Estes valores refletem uma diferença de receitas de cerca de 133 milhões de euros por ano quando comparadas, sendo as receitas do segundo caso cerca de 3 vezes superior.

Suportando esta diferença está também o custo de utilidades gasto por hora.

No do estudo I são gastos 419,88€ para a produção de 10,7 toneladas e, para o caso de estudo II, cuja produção é praticamente 3 vezes superior, são gastos 904,71 €, o correspondente ao dobro do primeiro caso. Com isto conclui-se que para a produção do triplo da quantidade é gasto o dobro das utilidades.

Este efeito de escala é explicativo do facto da TIR do caso de estudo I ser inferior à TIR do caso de estudo II. O mesmo acontece com o VAL, período de retorno, taxa de ocupação mínima e rácios estimados.

Uma vez que o custo do equipamento base necessário não foi dado diretamente pelos fornecedores, foi estudada a sensibilidade de ambos os projetos relativamente a este fator.

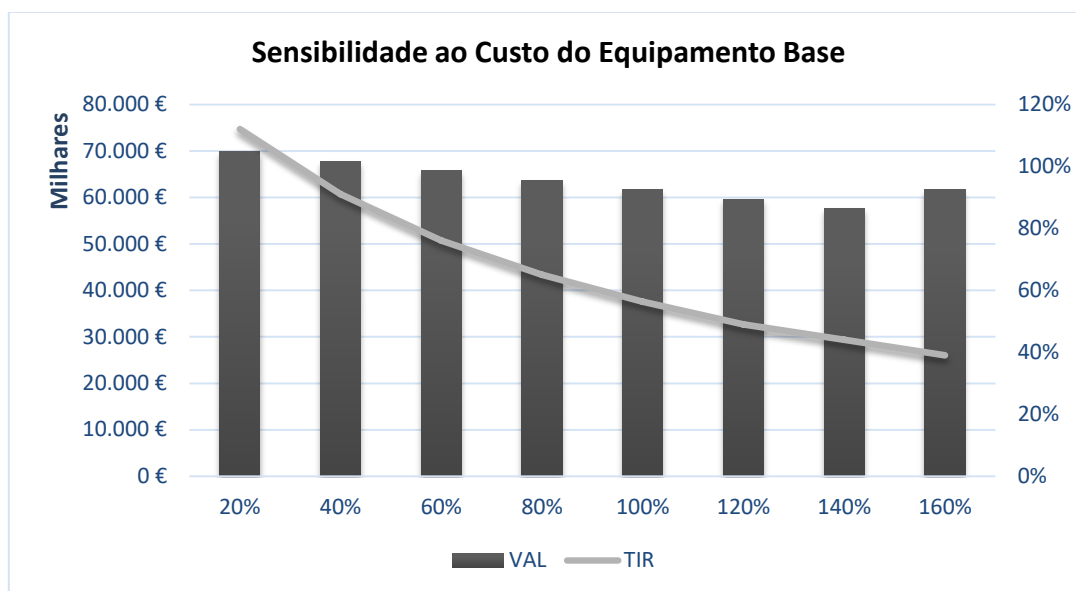


Gráfico 7 – Sensibilidade do VAL e da TIR relativamente ao custo do equipamento base – Caso de Estudo I

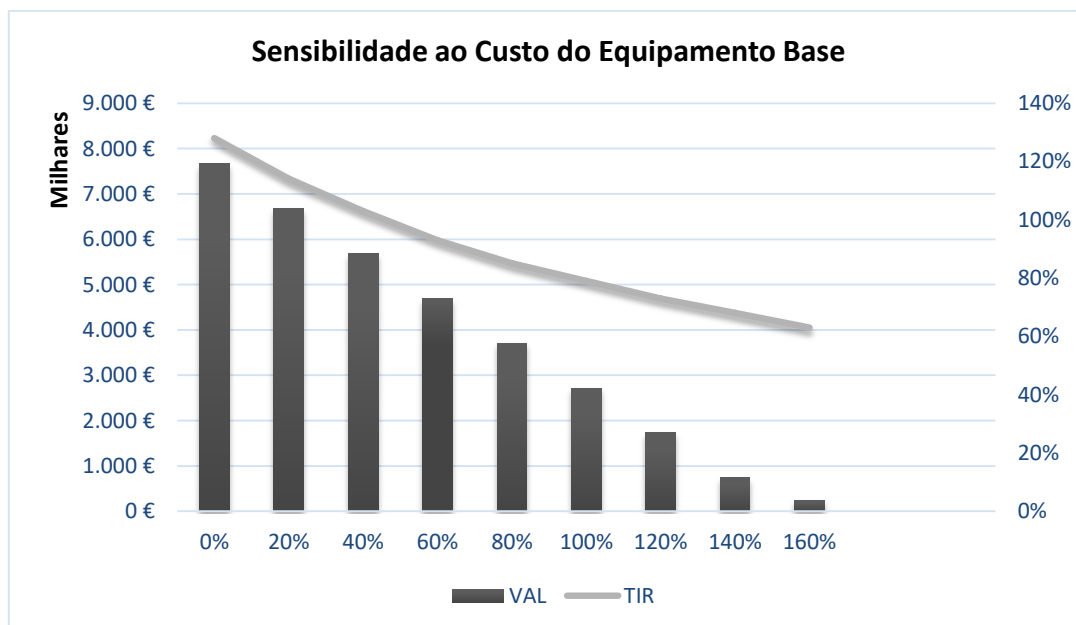


Gráfico 8 - Sensibilidade do VAL e da TIR relativamente ao custo do equipamento base - Caso de Estudo II

Os projetos I e II mostram alguma sensibilidade relativamente ao custo do equipamento base, apesar do aumento do custo do equipamento em 60% não revelar qualquer inviabilidade

para ambos os negócios, com uma variação de -17% da TIR para o caso de estudo I e de -16% para o caso de estudo II, apresentando valores de TIR ainda muito elevados.

De seguida foi estudada a sensibilidade dos projetos, considerando a variação de preços existente neste mesmo ano.

Esta análise revelou-se importante pelo simples facto de terem sido considerados preços constantes ao longo de 10 anos e se ter constatado variações muito significativas dos mesmos, tanto nos preços da matéria-prima como de produto e subproduto, como expostos no Anexo IX.

Os gráficos que se seguem são relativos aos preços mínimos, médios e máximos verificados entre Janeiro e Julho de 2016.

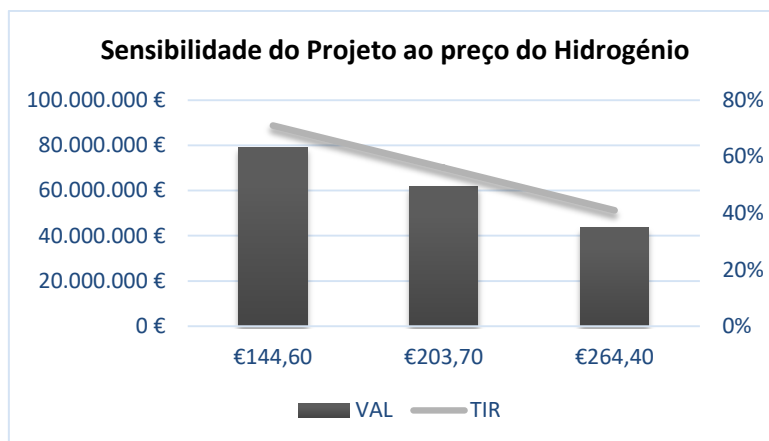


Gráfico 9 – Variação do VAL e da TIR consoante o preço mínimo, médio e máximo de hidrogénio – Caso de Estudo I

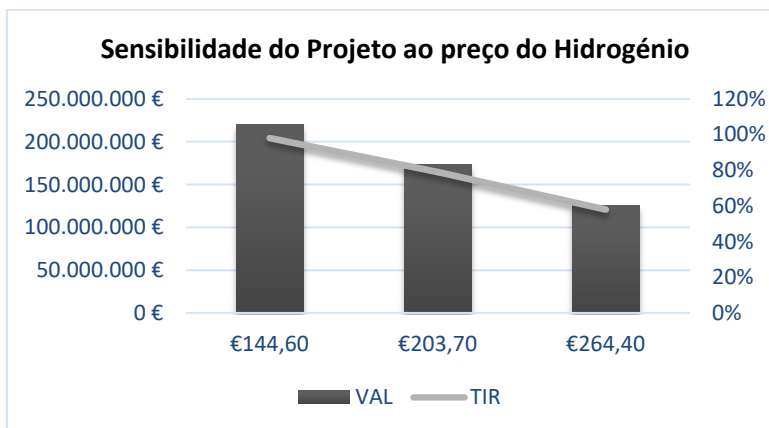


Gráfico 10 - Variação do VAL e da TIR consoante o preço mínimo, médio e máximo de hidrogénio - Caso de Estudo II

O hidrogénio apresentou uma diferença máxima de 119,80 €/ton.

No primeiro caso de estudo, admitindo um preço de 144,60 €/ton para o hidrogénio e mantendo os restantes preços, verificou-se um ganho de 28% do VAL considerado e uma diferença positiva de 15% da TIR. Para um preço de hidrogénio de 264,40 €/ton, registou-se uma diminuição de 15% da TIR e de 29% do VAL.

Relativamente ao segundo caso de estudo, verificou-se uma variação positiva de 21% do VAL e de 19% da TIR quando o preço do hidrogénio tomava o valor mínimo, e uma variação negativa de 28% do VAL e 21% da TIR quando tomado o valor máximo de hidrogénio registado.

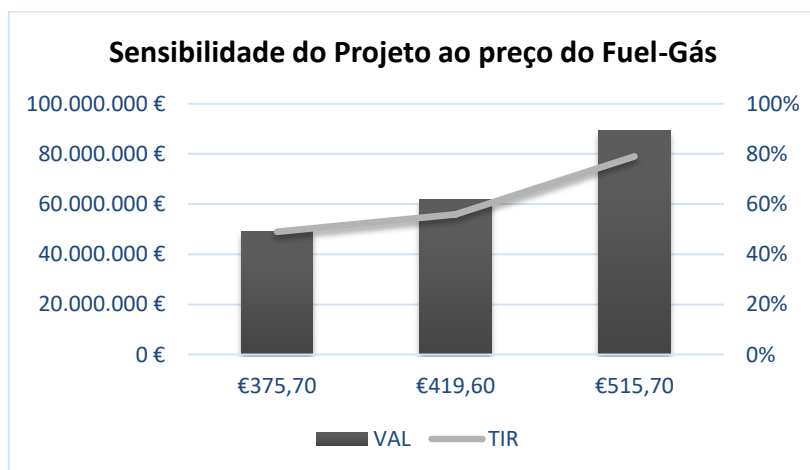


Gráfico 11 - Variação do VAL e da TIR consoante o preço mínimo, médio e máximo do Fuel-Gás- Caso de Estudo I

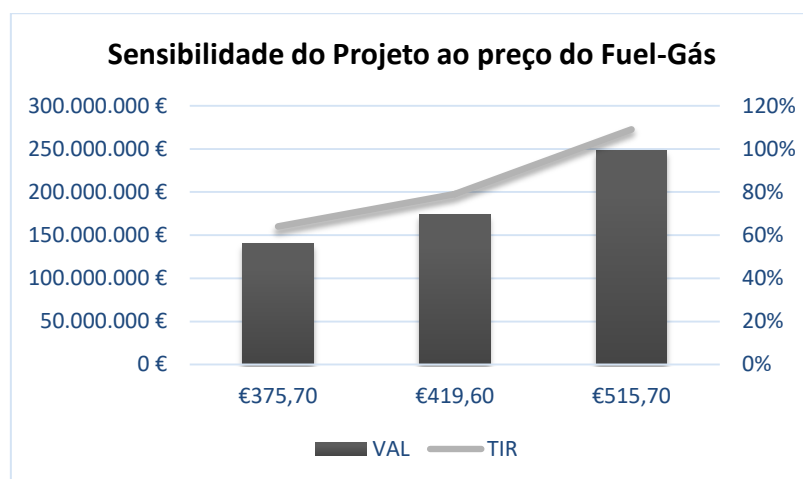


Gráfico 12 - Variação do VAL e da TIR consoante o preço mínimo, médio e máximo do Fuel-Gás – Caso de Estudo II.

O fuel-gás apresentou no período considerado uma diferença de 140 €/ton.

Para o caso de estudo I, considerando o preço mínimo de fuel-gás e mantendo os restantes preços, verificou-se uma perda de cerca de 12,6 milhões no VAL, correspondente a 20% do VAL admitido, e uma diferença de 7% na TIR. Admitindo o preço máximo verificado no período considerado, verificou-se um aumento de 23% na TIR e 45% do VAL.

Para o caso de estudo II, admitindo o preço mínimo de 375,70 €/ton obteve-se uma perda de cerca de 33 milhões de euros no VAL, tendo este descido 19%, e uma variação negativa de 15% na TIR. Feito o estudo para um preço máximo de 515,70 €/ton, verificou-se um aumento de 43% do VAL e de 30% da TIR.

Nos gráficos que se seguem, tal como acontece na sensibilidade de ambos projetos com o hidrogénio e fuel-gás, poder-se-á constatar que independentemente de se fixarem os valores mais baixos ou mais altos das gasolinas, tanto à entrada como à saída das unidades estudadas, ambos os casos de estudo continuariam a ser rentáveis devido a ausência de certos custos já especificados.

Ao contrário do expectável, os preços das gasolinas à entrada e à saída da unidade de isomerização não variam linearmente. A nafta química proveniente da unidade 1200 e o

refinado proveniente da unidade 200 apresentaram uma diferença de 127,40 €/ton e o alugado uma diferença de 199,00 €/ton no período considerado.

Este fenómeno ocorre por se assumir que a nafta química da unidade 1200 e o refinado da unidade 200 apresentam o mesmo valor, independentemente das gasolinas sofrerem processos de refinação distintos e não apresentarem as mesmas características.

Isto acontece porque o valor admitido para efeitos de cálculo é o valor com que é vendida a gasolina já misturada e, como tal, o refinado e a nafta química da unidade 1200 tomam valores iguais.

É de notar que a quantidade de gasolina leve da unidade 1200 e a quantidade de refinado variam consoante o tipo de petróleo que está a ser sintetizado e que teoricamente estas naftas, pelas suas características, deveriam apresentar preços distintos.

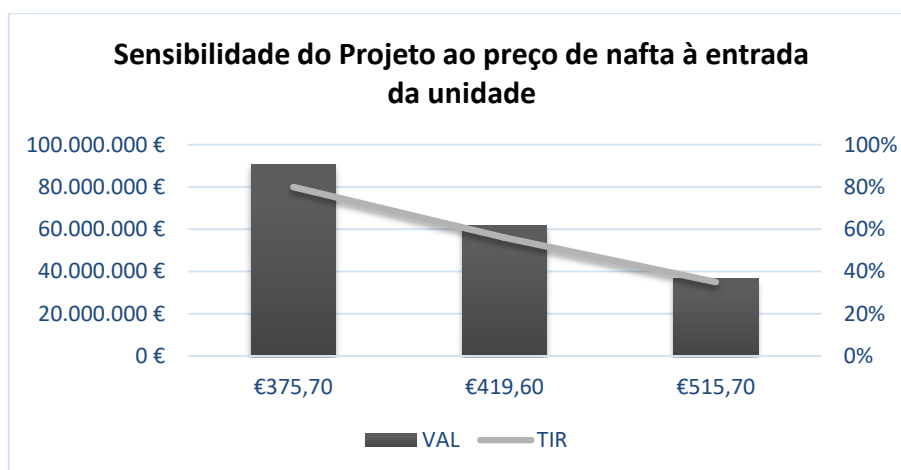


Gráfico 13 - Variação do VAL e da TIR consoante o preço mínimo, médio e máximo da nafta à entrada da unidade - Caso de Estudo I

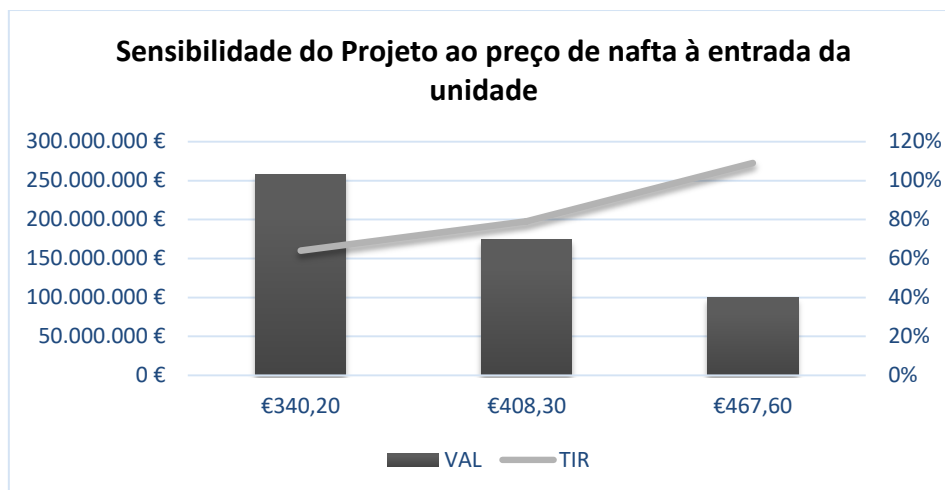


Gráfico 14 - Variação do VAL e da TIR consoante o preço mínimo, médio e máximo da Gasolina - Caso de Estudo II

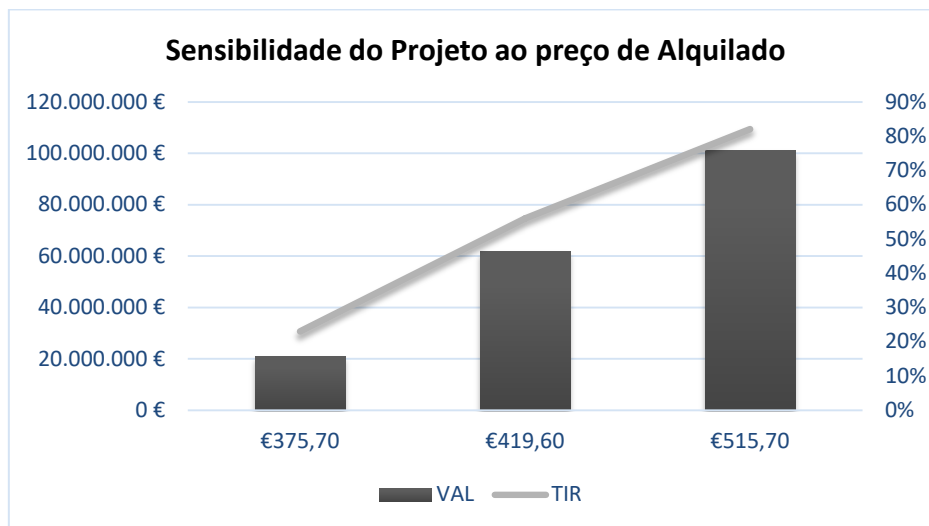


Gráfico 15 - Variação do VAL e da TIR consoante o preço mínimo, médio e máximo do Alquilado - Caso de Estudo I

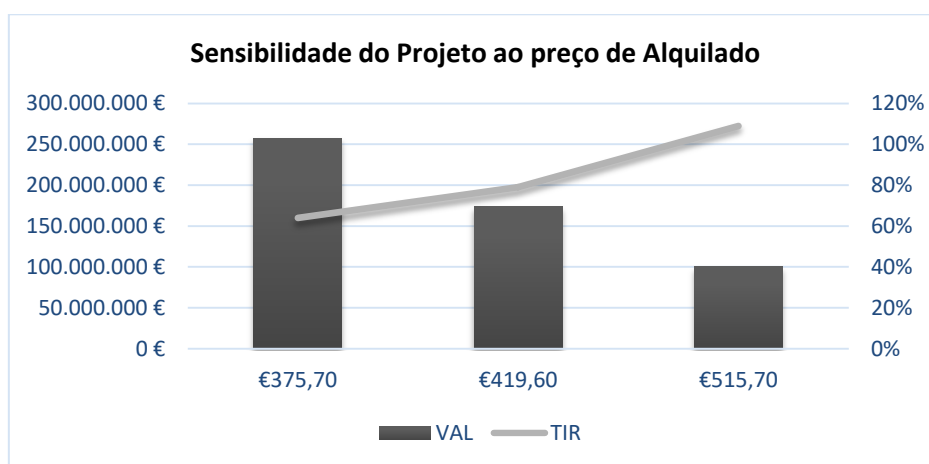


Gráfico 16 - Variação do VAL e da TIR consoante o preço mínimo, médio e máximo do Alquilado - Caso de Estudo II

Relativamente aos rácios calculados, concluiu-se que para ambos os casos ter-se-iam boas perspetivas de negócio, estando os seus resultados acima do que normalmente é esperado devido aos factos anteriormente apresentados.

A desvantagem do cálculo deste tipo de indicadores é que apesar de servirem como síntese financeira e como ajuda na tomada de decisão, não são comparáveis entre unidades distintas e que não pertençam ao mesmo setor.

Por fim, por se verificarem resultados tão otimistas em ambos os casos, foi estudada a possibilidade do processo em causa ser de tal forma complexo que a Refinaria se visse obrigada a contratar mão-de-obra qualificada para a unidade em questão, contratando turnos única e exclusivamente para se ocuparem desta mesma unidade, não considerando acumulação de cargos por parte dos trabalhadores.

Como tal, considerando a quantidade e o tipo de equipamentos presentes no *flowsheet*, foi estimado que por cada duas colunas de destilação, colunas de secagem ou reatores, estaria responsável um trabalhador [30].

Feitos os cálculos seriam necessários 5 turnos, cada um com 7 funcionários²⁵, sendo um deles o chefe de turno e os restantes operadores de exterior. Admitindo que o chefe de turno receberia 1800 € mensalmente e os operários 1200 €, não esquecendo dos subsídios de férias e segurança social, ter-se-ia um gasto anual acrescido de 634 500,00€

Para o Caso de Estudo I, considerando a mão-de-obra o projeto continuaria a ser rentável, com um valor atual líquido de 61,55 milhões de euros, valor este muito próximo do VAL em que a mão-de-obra não é considerada.

No segundo caso de estudo o VAL tomaria o valor de 170,3 milhões de euros, sendo a TIR de 77%, o período de retorno de sensivelmente 2 anos e 3 meses e a taxa de ocupação mínima de 20%.

²⁵ Não foram considerados operadores de sala de controlo uma vez que atualmente existe apenas uma sala de controlo para a FCO e a FAR.

10

Conclusão

Esta dissertação surge no âmbito de se estudar a possibilidade de se valorizar certas naftas produzidas na Refinaria de Matosinhos. Como resposta foi estudada a projeção de uma unidade de isomerização capaz de fornecer gasolina com um RON superior ou igual a 91. Para tal foi necessária a seleção do catalisador e ciclos mais indicados tendo em conta as características da alimentação.

Os ciclos vão aumentar significativamente a quantidade de utilidades e, como consequência, os custos operacionais relativos ao processo. Por outro lado, sabe-se que o aumento de um número de octanagem na gasolina, principalmente com a isomerização de parafinas, acarreta grandes custos operacionais, independentemente dos ciclos. Assumindo estes factos, o valor da gasolina pura à saída da unidade de isomerização e o valor da gasolina à entrada da mesma teriam de ser muito díspares para que se pudesse obter lucro com este negócio, o que na prática não acontece uma vez que as gasolinas com RON elevado obtidas à saída das unidades de isomerização são utilizadas como aditivo de outras gasolinas com menor qualidade, obtendo desta forma um valor acrescido.

Isto tudo implica que, vendo este projeto como uma unidade isolada da Refinaria, não teria qualquer lucro dados os custos acrescidos, aqui ignorados, como a compra de terrenos, contratação de mão-de-obra, construção de edifícios, entre outros.

No entanto, ambos os casos de estudo apresentados mostram grandes potencialidades pelo facto de serem integrados numa Refinaria já funcional, com capacidade de fornecer as utilidades e recursos necessários para o funcionamento normal da(s) unidade(s) projetada(s), podendo os custos supracitados ser ignorados.

Assim sendo, numa perspetiva económica, pode concluir-se que ambos os casos apresentam grandes potencialidades, sendo o segundo caso mais aliciante.

Esta conclusão é retirada não só pelo efeito de escala, que torna por sua vez o negócio mais rentável, como também pela capacidade de tratar um segundo tipo de nafta, proveniente da unidade 200, aumentando o seu valor comercial.

Para além disso foi provado que em caso do funcionamento da unidade de forma isolada, com equipas especializadas unicamente para a unidade em questão, só o segundo

caso se mostraria viável, apesar de perder grande parte da sua potencialidade visto os custos relativos à mão-de-obra.

11

Sugestões

Em termos funcionais o processo de isomerização escolhido é mais vantajoso que o processo detentor de válvulas rotativas, Penex-Molex, dada a possibilidade de operar independentemente da avaria ou paragem de alguma coluna de destilação ou de secagem incluída no processo.

No entanto, o facto de presentemente a Refinaria de Matosinhos ter uma unidade parada com válvulas rotativas poderia ser estudada a possibilidade de se utilizar esse equipamento para uma unidade de isomerização. A necessidade deste estudo é suportada pelo facto de não se ter conseguido aproveitar a maioria dos equipamentos inativos das unidades 300 e 400 com os estudos efetuados.

Se, por ventura, o equipamento não fosse compatível dever-se-ia optar pela instalação de uma unidade de isomerização Penex para valorização da nafta e do refinado estudados.

Paralelamente a esta ideia, e como explicitado no capítulo 9, poderia ser feito um ajuste entre a não contratação de mão-de-obra exclusivamente para esta unidade como presumido neste estudo e a contratação de turnos exclusivos para esta unidade. Sugere-se o acréscimo de colaboradores aos turnos já existentes na FCA.

- [1] “História da Galp Energia – Origem da marca” [Online]. Disponível:
<http://www.galpennergia.com/PT/agalpennergia/marcaecomunicacao/Paginas/HistoriadaMarca.aspx>
(Acesso: 9. Abril. 2016)
- [2] “Inventário das Directivas das Comunidades Europeias.” 1 Jan. 2006: n. pag. Print.
- [3] Leprince, P. *Petroleum Refining*. Vol. 3. Paris: Editions Technip, 2001. Print.
- [4] “OIL&GAS JOURNAL.” (2007): n. pag. Print. FSU Refiners to Build More ISOM Capacity.
- [5] Meyers, A.Robert. *Handbook of Petroleum Refining Processes* 2nd Ed., MacGraw-Hill
- [6] Vietnam Oil and Gas Corporation. *LIGHT NAPHTHA ISOMERIZATION UNIT*. Vol. 1. Vietnam: N.p., 2007. Print. 2 vols.
- [7] UOP LLC. “Sub-Saharan Africa Refiners’ Meeting.” 2003.
- [8] Plaines, Illinois. *Alkylation and Polymerization*. Vol. 1. N.p., 2004. Print.
- [9] Hidalgo, José et al. “Current uses and trends in catalytic isomerization, alkylation and etherification processes to improve gasoline quality.” *Central European Journal of Chemistry* 4 Sept. 2013: 13. Print.
- [10] Yasakova, E, and A Sitdikova. “Tendency of Isomerization Process Development in Russia and Foreign Countries.” 2010: 18. Print.
- [11] Jones, David, and Peeter Pujadó. *Handbook of Petroleum Processing*. Springer Science & Business Media, 2006. Print.
- [12] nefthim.com
- [13] Turowicz, Mark. “Enhance Naphtha Value and Gasoline Reformer Performance Using UOP’s MaxEne Process.” Gurgaon, Índia. 2012.
- [14] van Kints, E.S.E.D et al. *Conceptual Process Design*. 1st ed. Vol. 1. Holanda: N.p., 2001. Print. 1 vols.
- [15] Barcza, Marcos. “Hidrogenação e Desidrogenação.” : n. pag. Print.
- [16] Shecterle, David, and Arlington Heights. “Process For Isomerizing A Feed Stream Including One Or More C4-C6 Hydrocarbons.” 19 July 2012: 7. Print.
- [17] Axens. “2007 Q&A and Technology Forum.” 11 Oct. 2007: n. pag. Print.
- Gerónimo. “Fenómenos de Transporte III.” 2012.
- [18] McIntush, K.E., K.S. Fisher, C.M. Beitler, “Caustic Scrubber Designs for Refinery Fuel Gas, Sour Water Stripper Gas, and Other Refinery Applications”, Presented at Brimstone

Sulfur Symposium, September 2017, vail, CO.

[19] Dados fornecidos pela UOP

[20] Huang, Ting-Chia, and Ben-Chang Kang. "Kinetic Study of Naphthalene Hydrogenation over Pt/Al₂O₃ Catalyst." 34.4 (1995): 9. Print.

[21] Solvey, Andrews. *High Capacity Trays*. N.p., 2001. Print.

[22] Sinnott, R.K. *Coulson & Richardson Chemical Engineering*. 4th ed. Vol. 6. Oxford: ELSEVIER, 2005. Print. 6 vols.

[23] "Air-cooled simulation" [Online]. Disponível:

www.kelvion.com/media/calculators/air-cooled-heat-exchanger/ (Acesso: 15.Maio.2016)

[24] Gerónimo, "Fenómenos de Transporte III", 2012.

[25] M. Walas, Stanley. "Modeling and Simulation Of Benzene Alkylation Process Reactors For Production Of Ethylbenzene", n.d.

[26] Hanton, Paul. *Compressor Handbook*. 2nd ed. Vol. 1. EUA: N.p., 2001. Print. 1 vols.

[27] ZENIT. *Manual de Ar Comprimido*. 1st ed. Vol. 1. Ipiranga, São Paulo: N.p., 2006. Print. 1 vols.

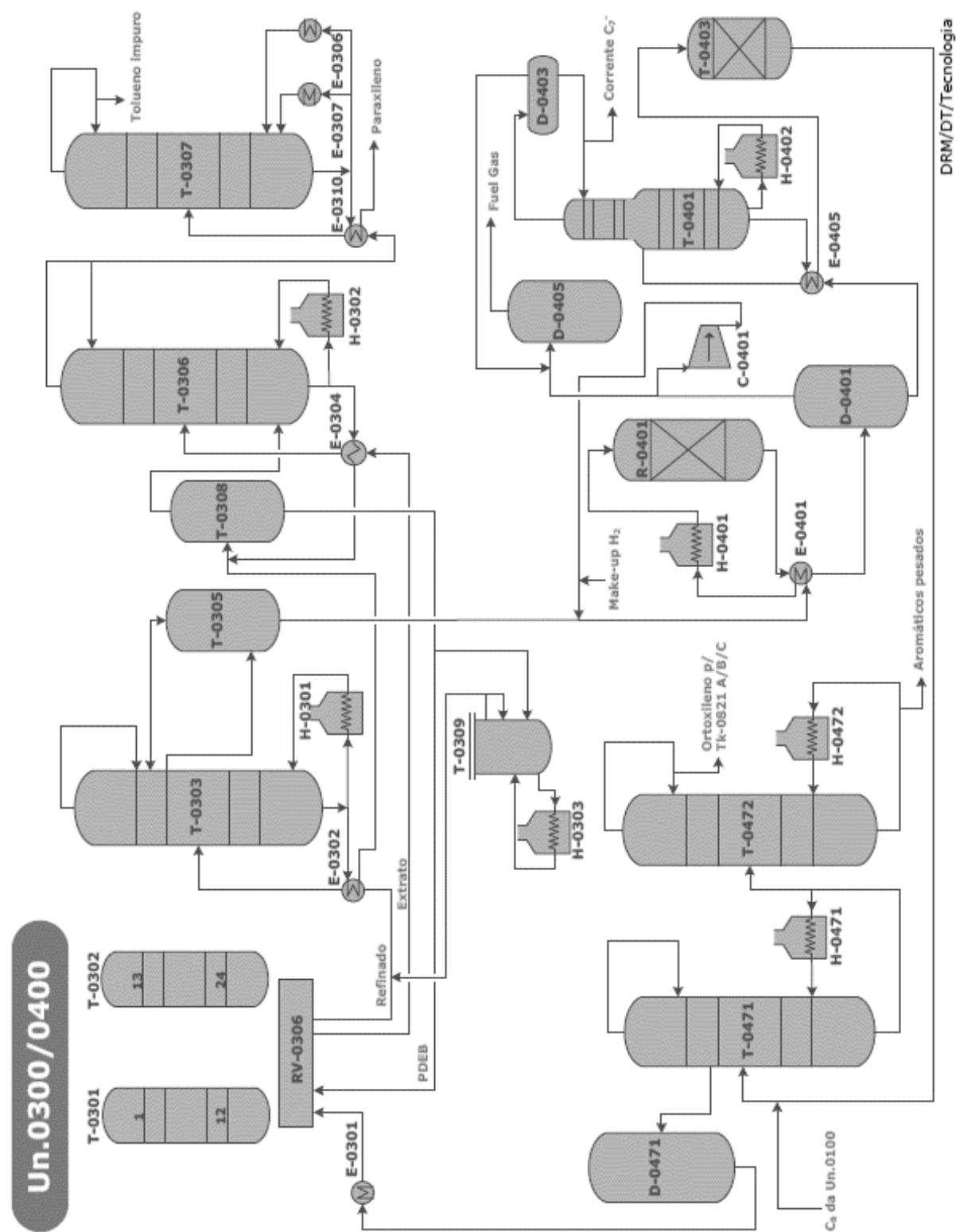
[28] Mcketta, John. *Encyclopedia of Chemical Processing*. Vol. 10. N.p. Print.

[29] Larralde, Eduardo, and Rafael Ocampo. "Selection of gas compressors: part 1." (2011): n. pag. Print.

[30] Peteres, Max, Klaus Timmerhaus, and Ronald West
N.d. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. 5th edition. Mc Graw Hill.

Anexo I

Esquema das unidades 300 e 400

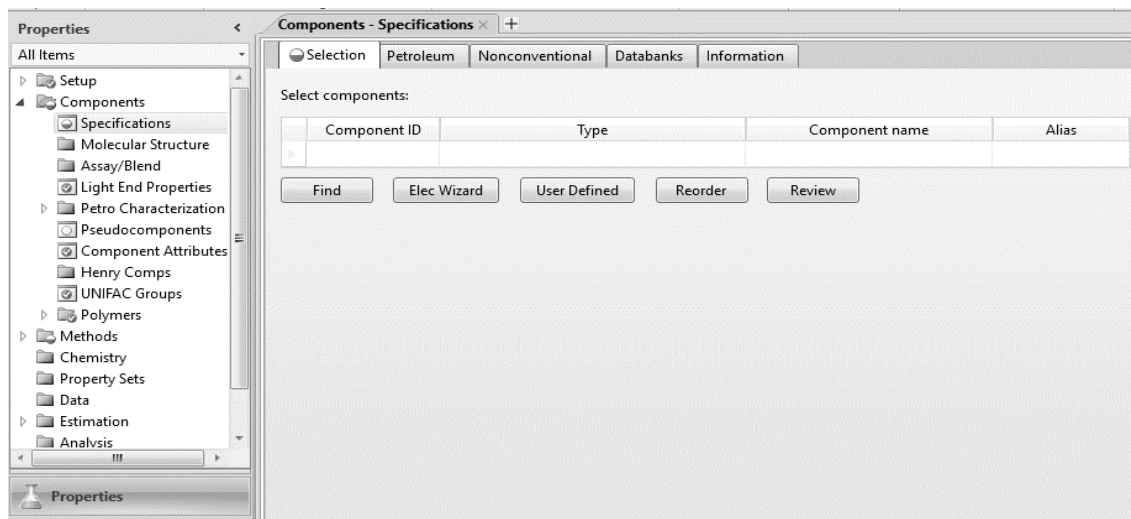


Anexo II

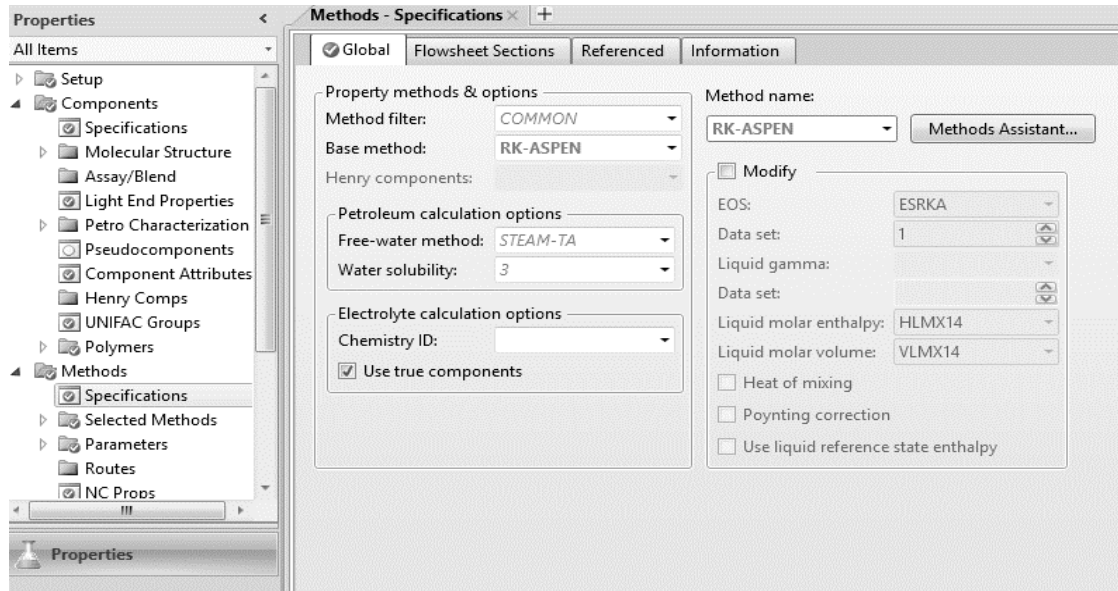
Simulação em Aspen Plus

Passos comuns para a simulação de todos os equipamentos:

1. Criação de um novo ficheiro de simulação – ‘Blank Simulation’
2. Listagem dos Componentes Presentes na Mistura em *Properties* → Pasta *Components* → *Specifications*



3. Escolha do Método mais adequado: Pasta *Methods* → *Method Name*

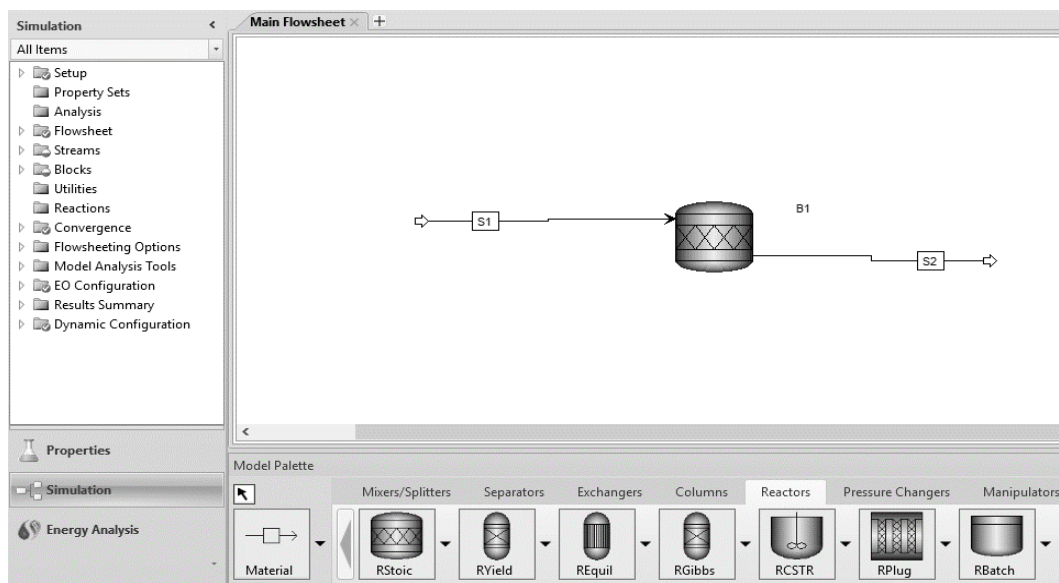


4. Seleção dos Parâmetros Referentes ao Método escolhido: Pasta *Methods* → Pasta *Parameters* → Pasta *Binary Interaction*

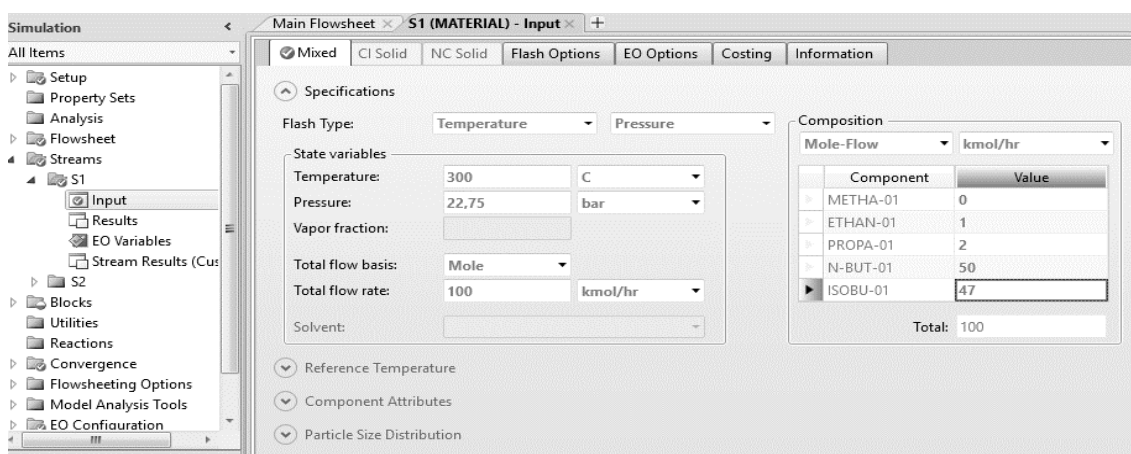
Simulação de Reatores em Aspen Plus

Para simular as reações ocorrentes ao processo foi utilizado o *RStoic*, um tipo de reator disponível no Aspen menos preciso que o *RPlug* mas, por conseguinte, bastante mais leve, uma vez que o Aspen apresentou certas limitações quando colocadas todas as reações consideradas. Este tipo de reator necessita apenas das reações devidamente acertadas e da conversão do reagente limitante para poder fazer a simular.

1. Escolha do Reator a utilizar na parte de Simulação e colocação das respetivas correntes: *Simulation* → *Reactors* → *RStoic*



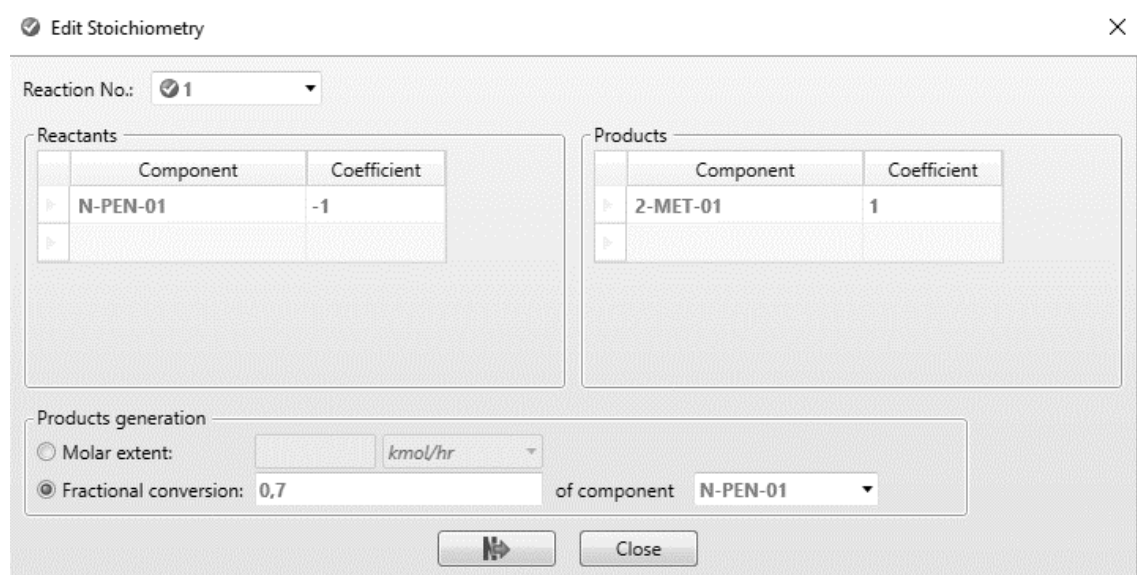
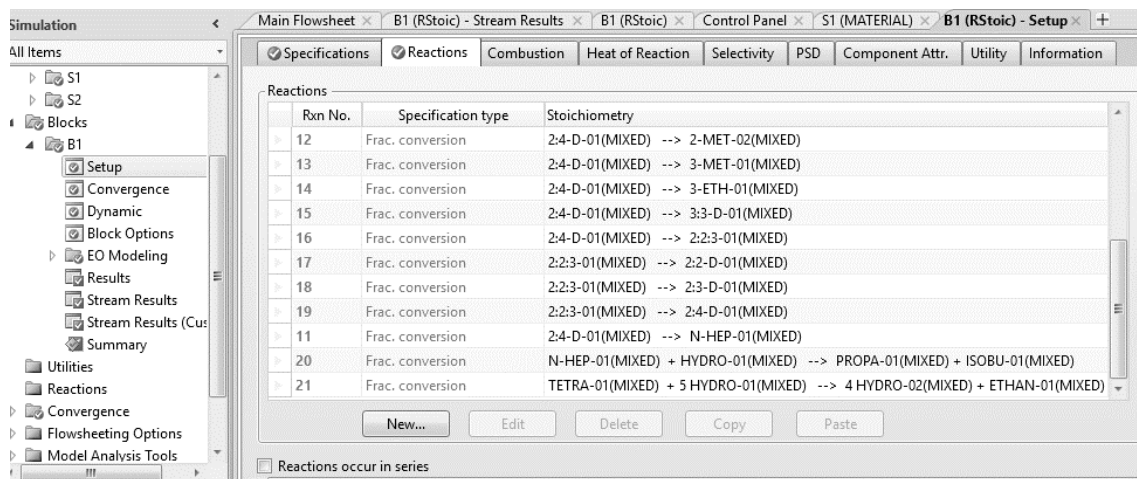
2. Especificação da Alimentação (Temperatura, Pressão e Composição) em *Streams* → *Input*



3. Especificação do Reator em *Blocks* → *Setup*

Em *Specifications* são estabelecidas as condições operatórias do reator e as fases presentes.

Em *Reactions* são especificadas as reações existentes e a conversão do reagente limitante.

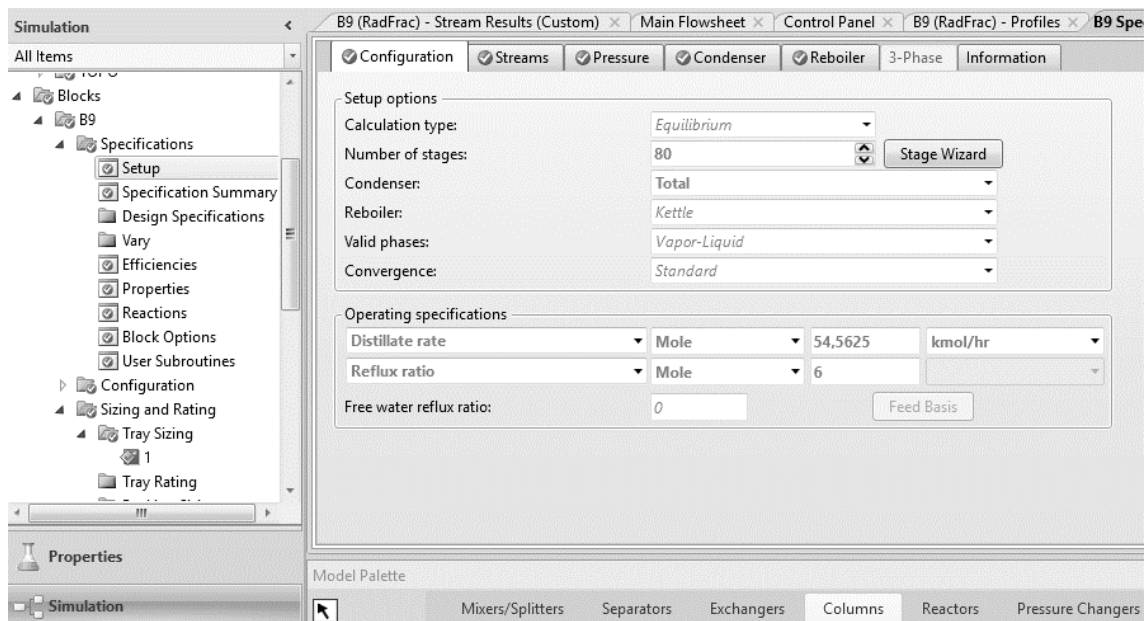


4. A simulação encontra-se pronta para correr.

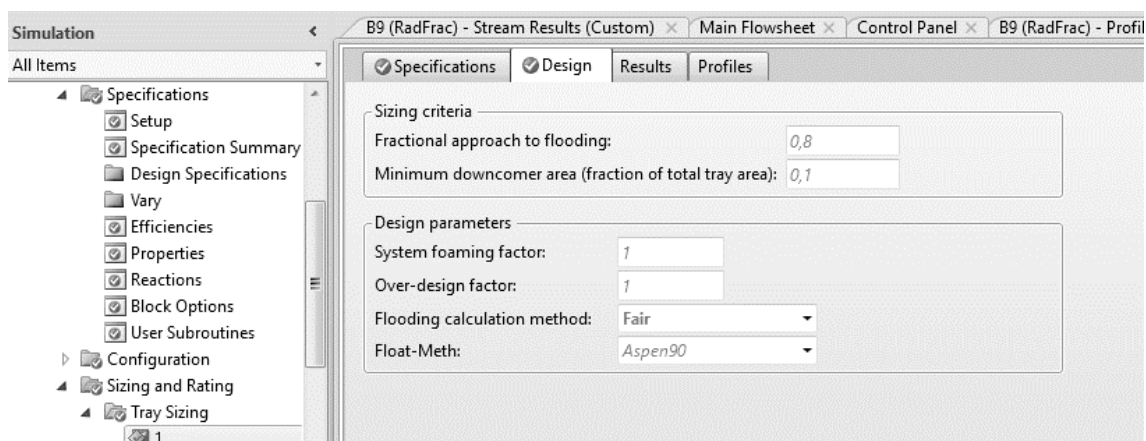
Simulação de Colunas de Destilação em Aspen Plus

1. Na página de Simulação do Aspen, em *Columns*, escolher a opção *RadFrac*.
2. Especificar a alimentação: *Streams* → *Input*, e a coluna em *Blocks* → *Specifications* → *Setup*.

Para especificar a coluna é necessário saber o número de pratos reais, as fases existentes dentro da coluna, condições de operação da coluna (sendo a queda de pressão alternativa), prato de alimentação, tipo de caldeira e condensador e dois dados específicos para simulação, podendo estes ser o calor da caldeira, o calor do condensador, refluxo, rácio de destilado, caudal da corrente de fundo, caudal da corrente de topo, etc. ...



3. Especificação do tipo de prato: *Blocks* → *Sizing and Rating* → *Tray Sizing* e preencher os separadores *Specifications* e *Design*.



É de notar que o próprio Aspen admite que o espaçamento entre os pratos é de 0.6096 metros. Este dado é um dado muito comum em simulação, mas poderá ser alterado se assim se pretender.

4. De acordo com o caudal de Vapor e de Líquido existentes na coluna é possível o cálculo da queda de pressão tendo em conta os dados devolvidos pelo Aspen em *Tray Sizing* → *Results*.
5. É calculada a queda de pressão e adicionada a informação em *Blocks* → *Specifications*, manda-se correr a simulação novamente, acerta-se o calor da caldeira e do condensador para que os caudais de vapor e de líquido sejam os pretendidos e retira-se em *EO Modeling* → *Profiles* as Temperaturas e Pressões de cada prato e inclusivé as entalpias de todas as correntes envolvidas ao processo.

The screenshot shows the Aspen Plus interface with the 'Profiles' tab selected. The table below represents the data shown in the 'Profiles' window, detailing the stage-wise performance of the distillation column.

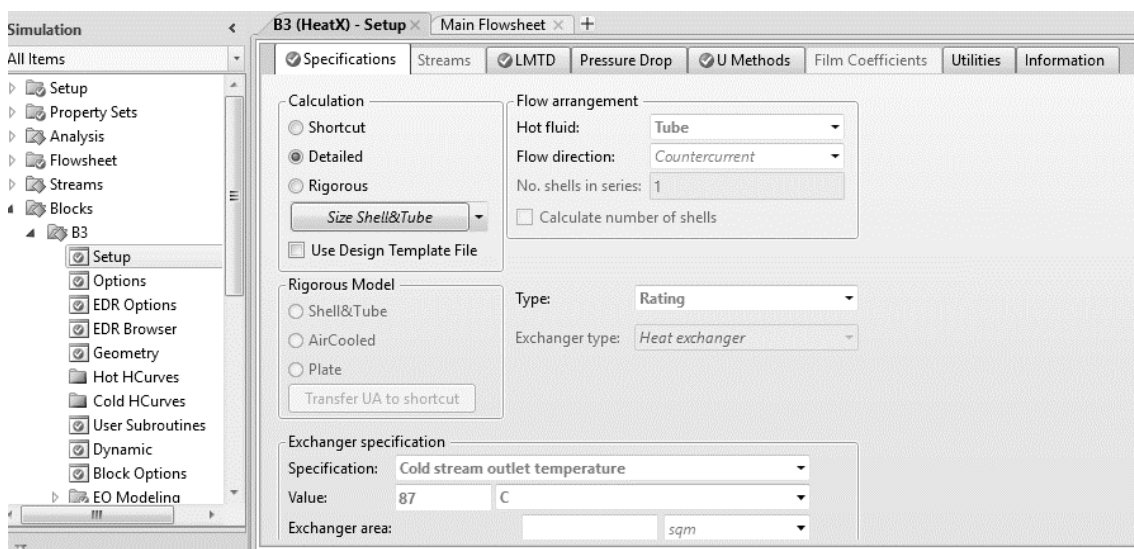
Stage	Temperature C	Pressure bar	Heat duty cal/sec	Liquid from (Mole) kmol/hr	Vapor from (Mole) kmol/hr	Liquid feed (Mole) kmol/hr	Vapor feed (Mole) kmol/hr	Mixed feed (Mole) kmol/hr	Liquid product (Mole) kmol/hr	Vapor product (Mole) kmol/hr	Liquid enthalpy cal/mol
1	60,1736	2,73694	-583731	381,937	0	0	0	0	54,5625	0	-41152,6
2	60,52	2,74194	0	327,079	381,937	0	0	0	0	0	-41108,9
3	60,8146	2,74694	0	326,711	381,642	0	0	0	0	0	-41065,7
4	61,097	2,75194	0	326,324	381,273	0	0	0	0	0	-41022,8
5	61,3764	2,75694	0	325,933	380,886	0	0	0	0	0	-40980,1
6	61,6538	2,76194	0	325,547	380,495	0	0	0	0	0	-40937,9
7	61,9282	2,76694	0	325,172	380,11	0	0	0	0	0	-40896,3
8	62,1977	2,77194	0	324,813	379,735	0	0	0	0	0	-40855,8
9	62,4604	2,77694	0	324,472	379,375	0	0	0	0	0	-40816,7

Simulação de Permutadores em Aspen Plus

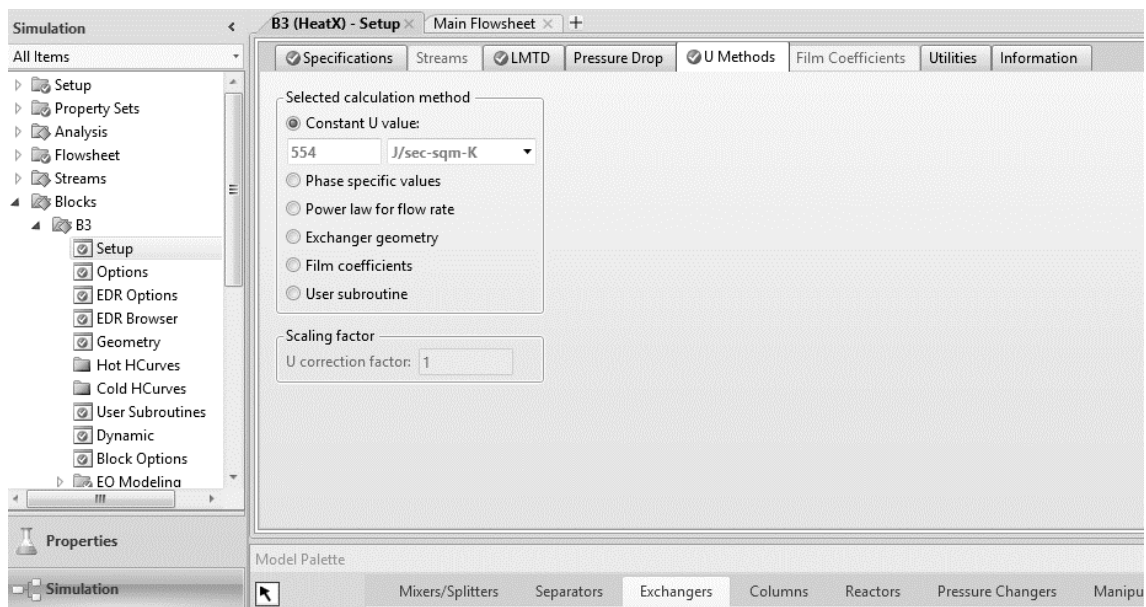
A simulação de um permutador tubular pode ser feita de uma maneira mais simples, unicamente para retirar as temperaturas de entrada e de saída tanto da alimentação a aquecer/arrefecer como da utilidade escolhida, de acordo com a quantidade de utilidade colocada com o Método *Shortcut*, Tipo *Design*.

Em casos em que se quer determinar as dimensões do permutador com aquele tipo de alimentação e utilidade utiliza-se o Método *Detailed*, Tipo *Rating*.

1. A Escolha do Permutador a utilizar é feita na página de Simulação do Aspen, em *Exchangers*. Neste caso foi escolhido o modelo *HeatX* → *GEN-HT*.
2. Depois de criadas as correntes define-se se é na *Carcaça* ou nos tubos que passa a corrente quente, em contracorrente ou em co-corrente, o método, o tipo e o parâmetro pré-estabelecido, podendo este ser: Intervalo mínimo de temperaturas de saída entre a corrente quente e a corrente fria, temperatura de saída da corrente quente, temperatura de saída da corrente fria, etc....

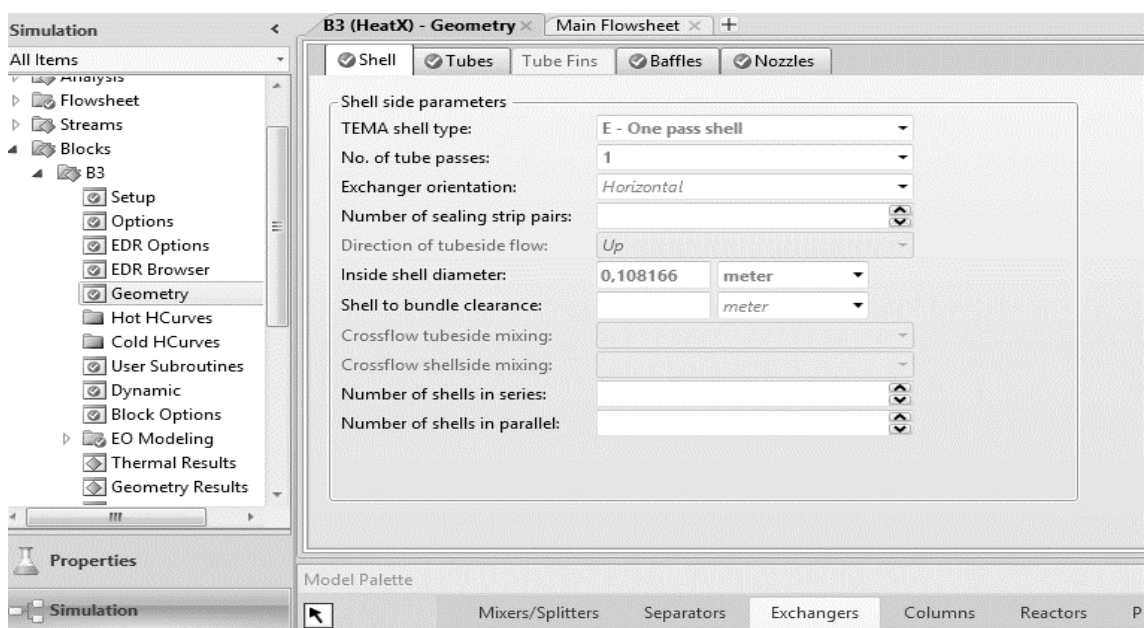


3. Em LMTD escolhe-se o fator para o cálculo do ΔT_{ml} , podendo este ser constante ou baseado na geometria do reator. Considerou-se que as trocas de calor eram perfeitas e, como tal, o LMTD era constante e igual a 1.
4. Em *U Methods* quando se sabe o fator de *fouling* para o caso de estudo em específico escolhe-se a opção *Film Coefficients* e no separador *Film Coefficients* é indicado o valor ou, como neste caso, de acordo com as fichas de especificação de permutadores semelhantes existentes na Refinaria foi possível saber-se o U sujo e escolheu-se a opção do Aspen que coloca o U como constante.



5. Realizado o *Setup* é necessário colocar os parâmetros requeridos para a geometria do reator:

Blocks → *Geometry*



☒ Shell
 ☒ Tubes
 Tube Fins
 ☒ Baffles
 ☒ Nozzles

Select tube type

☒ Bare tubes
 ☐ Finned tubes

Tube layout

Total number:
 Length:

Pattern:
 Pitch:

Material:
 Conductivity:

Tube size

☒ Actual
 ☐ Nominal

Inner diameter:
 Diameter:

Outer diameter:
 Birmingham wire gauge (BWG):

Tube thickness:

☒ Shell
 ☒ Tubes
 Tube Fins
 ☒ Baffles
 ☒ Nozzles

Baffle type

☒ Segmental baffle
 ☐ Rod baffle

Segmental baffle

No. of baffles, all passes:

Baffle cut (fraction of shell diameter):

Tubesheet to 1st baffle spacing:

Baffle to baffle spacing:

Last baffle to tubesheet spacing:

Shell-Baffle clearance:

Tube-Baffle clearance:

☒ Tubes in baffle window

B3 (HeatX) - Geometry
 Main Flowsheet

☒ Shell
 ☒ Tubes
 Tube Fins
 ☒ Baffles
 ☒ Nozzles

Enter shell side nozzle diameters

Inlet nozzle diameter:

Outlet nozzle diameter:

Enter tube side nozzle diameters

Inlet nozzle diameter:

Outlet nozzle diameter:

6. Ao mandar correr a simulação na pasta *Thermal Results* é possível identificar os desvios entre a simulação e os dados inseridos. A simulação estará concluída quando o valor do desvio apresentado estiver situado entre os 0 e os 14%.
7. Poderão ser retiradas todas as características do permutador em *Exchanger Details* e as quedas de pressão em *Pres/Drop Velocities*.

Anexo III

Caso de Estudo I

Equipamento	Deisopentanizador				
Designação	CD-301				
Função	Separa o Isopentano dos restantes hidrocarbonetos				
	Entradas			Saídas	
Corrente	S 305	S 316	S 311	S 312	S 306
	<u>Alimentação</u>	<u>Refluxo topo</u>	<u>Refluxo fundo</u>	<u>Topo</u>	<u>Fundo</u>
Propano	1,38E-07	0,00	1,39E-38	9,598E-07	1,9E-38
Isobutano	6,39	38,36	0,00	44,75	0,00
n-Butano	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
2-Metil-butano	4084,65	21795,17	1226,50	25427,69	1678,62
n-Pentano	2984,04	1760,75	7298,85	2054,21	9989,43
2,2 DMB	464,20	0,00	1259,24	0,01	1723,44
2,3 DMB	472,93	0,01	1282,94	0,01	1755,87
2 MP	466,92	0,00	1266,64	0,01	1733,56
3 MP	475,34	0,00	1289,48	0,01	1764,83
n-Hexano	1760,16	0,02	4774,85	0,02	6535,00
Ciclohexano	678,39	0,01	1840,30	0,01	2518,69
Benzeno	251,50	0,00	682,25	0,00	933,74
2MH	145,92	0,00	395,85	0,00	541,77
3MH	148,03	0,00	401,57	0,00	549,60
3EP	150,58	0,00	408,49	0,00	559,07
2,2 DMP	145,77	0,00	395,43	0,00	541,20
2,3 DMP	149,52	0,00	405,60	0,00	555,12
2,4 DMP	144,60	0,00	392,27	0,00	536,87
3,3 DMP	148,85	0,00	403,78	0,00	552,63
2,2,3 TMB	148,70	0,00	403,38	0,00	552,07
n-Heptano	935,87	0,01	2538,77	0,01	3474,64
Hidrogénio	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ S	0,01	0,03	0,00	0,04	0,00
Azoto	0,00	0,01	0,00	0,01	0,00
CO ₂	0,00	0,01	0,00	0,01	0,00
H ₂ O	0,55	3,31	0,00	3,86	0,00
NaOH	0,01	0,00	0,03	0,00	0,04
Total	13762,93	23597,70	26666,21	27530,65	36496,19
	64026,84			64026,84	
Entalpia (Kj/h)	-2,99E+07	-5,64E+07	-4,76E+07	-5,70E+07	-7,67E+07
Q caldeira (Kj/h)	8,70E+06				
Q aero (Kj/h)	-8,80E+06				
Q entrada (Kj/h)	-1,34E+08				
Q saída (Kj/h)	-1,34E+08				
Temperatura (° C)	87,00	60,17	93,72	86,10	60,52
Pressão (bar)	4,50	2,74	3,13	2,74	3,13

Equipamento	Reator de Leito Fixo	
Designação	R- 701	
Função	Hidrogenação do Benzeno	
	Entrada	Saída
Corrente	S 702	S 703
Etano	3670,91	3670,92
Propano	1414,58	1414,58
Isobutano	1238,39	1238,39
n-Butano	0,00	0,00
2-Metil-butano	0,00	0,00
n-Pentano	452,12	452,13
2,2 DMB	2690,58	2690,58
2,3 DMB	464,20	464,20
2 MP	667,71	667,71
3 MP	779,29	779,29
n-Hexano	897,35	897,35
Ciclohexano	3034,57	3034,57
Benzeno	1496,56	1767,36
2MH	251,87	0,50
3MH	372,36	372,36
3EP	398,42	398,42
2,2 DMP	298,48	298,48
2,3 DMP	269,95	269,95
2,4 DMP	182,60	182,60
3,3 DMP	216,72	216,72
2,2,3 TMB	272,26	272,26
n-Heptano	263,34	263,34
Hidrogénio	1367,18	1367,18
H ₂ S	1116,47	1097,01
Total (kg/h)	21815,90	21815,90
Estado Físico	Gasoso	Gasoso
Entalpia (Kj/h)	-3,35E+07	-3,42E+07
Q (Kj/h)	-6,63E+05	
Temperatura (°C)	300	306
Pressão (bar)	22,75	22,74

Equipamento	Reator de Leito Fixo	
Designação	R-702 A	
Função	Reator Principal de Isomerização	
	Entrada	Saída
Corrente	S 709	S 711
Metano	3670,92	3670,90
Etano	1414,58	1414,58
Propano	1238,39	1244,40
Isobutano	0,00	7,93
n-Butano	0,00	0,00
2-Metil-butano	452,13	2335,52
n-Pentano	2690,58	807,17
2,2 DMB	464,20	464,19
2,3 DMB	667,71	667,71
2 MP	779,29	779,29
3 MP	897,35	897,34
n-Hexano	3034,57	3034,57
Ciclohexano	1767,36	1767,36
Benzeno	0,50	0,50
2MH	372,36	533,96
3MH	398,42	602,50
3EP	298,48	319,74
2,2 DMP	269,95	292,33
2,3 DMP	182,60	70,26
2,4 DMP	216,72	159,40
3,3 DMP	272,26	300,44
2,2,3 TMB	263,34	247,03
n-Heptano	1367,18	1101,96
Hidrogénio	1097,01	1096,74
HCl	0,00E+00	9,94E-04
C ₂ Cl ₄	1,88E-03	7,53E-04
Total	21815,89	21815,83
Estado Físico	Gasoso	Gasoso
Entalpia (Kj/h)	-4,69E+07	-4,70E+07
Q (Kj/h)	-1,24E+05	
Temperatura (°C)	120,00	120,00
Pressão (bar)	31,40	31,40

Equipamento	Reator de Leito Fixo	
Designação	R-702 B	
Função	Reator Secundário de Isomerização	
	Entrada	Saída
Corrente	S 710	S 712
Metano	3670,90	3670,90
Etano	1414,58	1414,58
Propano	1244,40	1244,40
Isobutano	7,93	7,93
n-Butano	0,00	0,00
2-Metil-butano	2335,52	2335,52
n-Pentano	807,17	807,17
2,2 DMB	464,19	714,55
2,3 DMB	667,71	918,06
2 MP	779,29	1029,64
3 MP	897,34	1147,70
n-Hexano	3034,57	2033,16
Ciclohexano	1767,36	1767,36
Benzeno	0,50	0,50
2MH	533,96	533,96
3MH	602,50	602,50
3EP	319,74	319,74
2,2 DMP	292,33	292,33
2,3 DMP	70,26	70,26
2,4 DMP	159,40	159,40
3,3 DMP	300,44	300,44
2,2,3 TMB	247,03	247,03
n-Heptano	1101,96	1101,96
Hidrogénio	1096,74	1096,74
HCl	9,94E-04	1,66E-03
C ₂ Cl ₄	7,53E-04	0,00
Total	21815,8	21815,8
Estado Físico	Gasoso	Gasoso
Entalpia (Kj/h)	-4,73E+07	-4,75E+07
Q (Kj/h)	-1,57E+05	
Temperatura (°C)	118,00	118,00
Pressão (bar)	29,89	29,89

Equipamento	Estabilizador				
Designação	CD-801				
Função	Separa os gases formados por craqueamento do produto				
	Entradas			Saídas	
Corrente	S 801	S 805	S 808	S 802	S 806
	<u>Alimentação</u>	<u>Refluxo topo</u>	<u>Refluxo fundo</u>	<u>Topo</u>	<u>Fundo</u>
Propano	3670,90	0,00	0,00	3670,91	0,00
Isobutano	1414,58	0,00	0,00	1414,62	0,00
n-Butano	1244,40	0,00	0,00	1244,22	0,00
2-Metil-butano	7,93	0,00	90,96	1,16	97,93
n-Pentano	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
2,2 DMB	2335,52	2335,52	30454,22	2335,52	32789,39
2,3 DMB	807,17	807,17	10527,73	807,17	11334,98
2 MP	714,55	714,55	9316,21	714,55	10030,56
3 MP	918,06	918,06	11968,35	918,06	12886,06
n-Hexano	1029,64	1029,64	13429,28	1029,64	14459,01
Ciclohexano	1147,70	0,00	14968,87	0,00	16116,65
Benzeno	2033,16	0,00	26510,18	0,00	28542,93
2MH	1767,36	0,00	23046,35	0,00	24813,50
3MH	0,50	0,00	10,19	0,00	10,97
3EP	533,96	0,00	6965,04	0,00	7499,11
2,2 DMP	602,50	0,00	7853,64	0,00	8455,84
2,3 DMP	319,74	0,00	4168,57	0,00	4488,21
2,4 DMP	292,33	0,00	3815,74	0,00	4108,33
3,3 DMP	70,26	0,00	914,73	0,00	984,87
2,2,3 TMB	159,40	0,00	2077,75	0,00	2237,07
n-Heptano	300,44	0,00	3920,29	0,00	4220,89
Hidrogénio	247,03	0,00	3227,70	0,00	3475,20
H ₂ S	1101,96	0,00	14374,38	0,00	15476,58
Azoto	1096,74	0,00	0,00	1096,74	0,00
CO ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NaOH	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HCl	1,66E-03	0	0	1,66E-03	0
Total	21815,83	5804,94	187640,18	13232,60	202028,07
	215261			215261	
Entalpia (Kj/h)	-4,82E+07	-1,40E+07	-3,52E+08	-3,41E+07	-3,93E+08
Q caldeira (Kj/h)	1,36E+07				
Q aero (Kj/h)	-1,92E+06				
Q condensador (Kj/h)	-1,62E+05				
Q entrada (Kj/h)	-4E+08				
Q saída (Kj/h)	-4E+08				
Temperatura (° C)	113,00	38,19	177,21	78,00	163,49
Pressão (bar)	15,58	14,80	15,09	14,80	15,09

Equipamento	Despentanizador				
Designação	CD-802				
Função	Separa os n-pentanos que não reagiram do produto				
	Entradas			Saídas	
Corrente	S 810	S 814	S 820	S 811	S 818
	<u>Alimentação</u>	<u>Refluxo topo</u>	<u>Refluxo fundo</u>	<u>Topo</u>	<u>Fundo</u>
Propano	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Isobutano	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
n-Butano	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
2-Metil-butano	6,97	34,87	0,00	41,85	0,00
n-Pentano	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
2,2 DMB	2335,17	11670,30	1,71	14004,37	2,82
2,3 DMB	807,25	3435,81	184,89	4122,98	304,97
2 MP	714,35	0,00	1099,86	0,00	1814,21
3 MP	917,71	0,00	1412,97	0,00	2330,68
n-Hexano	1029,73	0,00	1585,45	0,00	2615,18
Ciclohexano	1147,78	0,00	1767,21	0,00	2915,00
Benzeno	2032,75	0,00	3129,77	0,00	5162,52
2MH	1767,15	0,00	2720,83	0,00	4487,98
3MH	0,78	0,00	1,20	0,00	1,98
3EP	534,07	0,00	822,29	0,00	1356,35
2,2 DMP	602,20	0,00	927,19	0,00	1529,40
2,3 DMP	319,64	0,00	492,14	0,00	811,78
2,4 DMP	292,58	0,00	450,48	0,00	743,07
3,3 DMP	70,14	0,00	107,99	0,00	178,13
2,2,3 TMB	159,32	0,00	245,30	0,00	404,62
n-Heptano	300,60	0,00	462,83	0,00	763,43
Hidrogénio	247,49	0,00	381,06	0,00	628,55
H ₂ S	1102,20	0,00	1697,03	0,00	2799,23
Total	14387,89	15140,99	17490,20	18169,19	28849,89
	47019			47019	
Entalpia (Kj/h)	-3,06E+07	-3,64E+07	-3,23E+07	-3,76E+07	-6,16E+07
Q caldeira (Kj/h)	5,66E+06				
Q aero (Kj/h)	-6,01E+06				
Q entrada (Kj/h)	-1E+08				
Q saída (Kj/h)	-1E+08				
Temperatura (° C)	100,00	51,03	101,31	51,68	97,95
Pressão (bar)	7,00	2,05	2,39	2,05	2,39

Equipamento	Coluna de Soda Cáustica				
Designação	CS-901				
Função	Lavagem de Gás ácido proveniente do Estabilizador				
	Entrada			Saída	
Corrente	901	909	910	902	911
	<u>Alimentação Gás ácido</u>	<u>Entrada de soda cáustica (1º leito)</u>	<u>Entrada de soda cáustica (2º leito)</u>	<u>Saída de soda cáustica</u>	<u>Gás topo</u>
Metano	3670,91	0,00	0,00	0,00	3670,91
Etano	1414,62	0,00	0,00	0,00	1414,62
Propano	1244,22	0,00	0,00	0,00	1244,22
Isobutano	1,16	0,00	0,00	0,00	1,16
Hidrogénio	1096,74	0,00	0,00	0,00	1096,74
H ₂ S	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ O	0,00	160,34	160,34	320,69	0,00
NaOH	0,00	16,04	16,04	32,07	0,00
HCl	1,66E-03	0,00	0,00	0,00	0,00
NaCl	0,00	0,00	0,00	2,66E-03	0,00
Total	7427,67	176,38	176,38	352,76	7427,66
	7780,42			7780,42	
Entalpia (Kj/h)	-2,36E+07	-1,29E+05	-1,29E+05	-2,58E+05	-2,36E+07
Q entrada (Kj/h)	-2,39E+07				
Q saída (Kj/h)	-2,39E+07				
Temperatura (°C)	38,00	38,00	38,00	38,00	37,00
Pressão (bar)	6,18	6,18	6,18	6,18	4,14

Designação	CD-803				Equipamento	Deisohexanizador	
Função	Separa os isómeros C6 de RON inferior e n-hexano do produto						
	Entradas				Saídas		
Corrente	S 822	S 827	S 832	S 837	S 823	S 829	S 835
	Alimentação	Refluxo topo	Refluxo lateral	Refluxo fundo	Topo	Lateral	Fundo
2,2 DMB	1,11	11,54	0,00	0,00	12,99	0,00	0,00
2,3 DMB	120,08	958,02	0,00	0,00	1077,77	0,00	0,00
2 MP	714,35	5714,74	0,00	0,01	6429,08	0,00	0,02
3 MP	917,71	3698,73	395,40	534,02	4161,07	590,18	794,61
n-Hexano	1029,73	3352,73	634,10	611,24	3771,82	946,47	909,52
Ciclohexano	1147,78	2956,97	856,67	729,86	3326,59	1278,67	1086,02
Benzeno	2032,75	4012,81	2564,88	548,50	4514,41	3828,37	816,16
2MH	1767,15	2727,02	1660,88	1246,17	3067,90	2479,05	1854,27
3MH	0,78	1,37	0,76	0,48	1,54	1,14	0,72
3EP	534,07	665,43	459,67	459,96	748,60	686,10	684,41
2,2 DMP	602,20	734,08	508,29	532,92	825,84	758,67	792,98
2,3 DMP	319,64	475,79	300,23	230,07	535,26	448,13	342,33
2,4 DMP	292,58	365,63	252,08	251,45	411,34	376,26	374,15
3,3 DMP	70,14	101,87	67,15	49,85	114,61	100,23	74,18
2,2,3 TMB	159,32	209,91	146,41	124,92	236,15	218,53	185,88
n-Heptano	300,60	359,76	250,54	270,94	404,73	373,96	403,15
Hidrogénio	247,49	355,99	232,72	181,06	400,49	347,36	269,42
H ₂ S	1102,20	1250,60	875,57	1054,47	1406,92	1306,89	1569,03
Total	11359,69	27952,99	9205,35	6825,92	31447,12	13740,00	10156,84
	55343,96				55343,96		
Entalpia (Kj/h)	-1,94E+07	-6,21E+07	-1,90E+07	-1,20E+07	-5,94E+07	-2,87E+07	-2,11E+07
Q caldeira de fundo (Kj/h)	2,25E+06						
Q caldeira lateral (Kj/h)	1,67E+06						
Q aero (Kj/h)	-1,05E+07						
Q entrada (Kj/h)	-1,1E+08						
Q saída (Kj/h)	-1,1E+08						
Temperatura (° C)	132,00	69,00	87,00	95,00	76,00	86,00	91,00
Pressão (bar)	2,15	1,30	1,50	1,61	1,30	1,57	1,61

Caso de Estudo II

Equipamento	Deisopentanizador				
Designação	CD-301				
Função	Separa o Isopentano dos restantes hidrocarbonetos				
	Entrada			Saída	
Corrente	S 305	S 316	S 311	S 312	S 306
	<u>Alimentação</u>	<u>Refluxo topo</u>	<u>Refluxo fundo</u>	<u>Topo</u>	<u>Fundo</u>
Propano	18,08	144,62	0,00	162,69	0,00
Isobutano	19,18	153,44	0,00	172,62	0,00
n-Butano	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
2-metil-butano	5298,06	38760,82	740,57	43605,96	1193,49
n-pentano	4233,70	3143,86	6280,03	3536,81	10120,78
2,2 DMB	3102,78	0,00	5073,36	0,00	8176,14
2,3 DMB	2939,07	0,00	4805,68	0,00	7744,75
2 MP	2546,28	0,00	4163,42	0,00	6709,70
3 MP	2294,45	0,00	3751,66	0,00	6046,11
n-hexano	4575,91	0,00	7482,06	0,00	12057,97
Ciclohexano	921,66	0,00	1507,01	0,00	2428,68
benzeno	251,50	0,00	411,22	0,00	662,72
2MH	1023,04	0,00	1672,77	0,00	2695,81
3MH	1025,15	0,00	1676,22	0,00	2701,36
3EP	1027,70	0,00	1680,39	0,00	2708,08
2,2 DMP	1022,88	0,00	1672,52	0,00	2695,40
2,3 DMP	1026,63	0,00	1678,65	0,00	2705,28
2,4 DMP	1021,72	0,00	1670,61	0,00	2692,33
3,3 DMP	1025,96	0,00	1677,55	0,00	2703,51
2,2,3 TMB	1025,81	0,00	1677,31	0,00	2703,12
n-heptano	2870,83	0,00	4694,10	0,00	7564,93
H2S	0,03	0,00	0,04	0,00	0,07
Azoto	0,00	0,00	0,01	0,00	0,01
CO2	0,09	0,00	0,15	0,00	0,24
H2O	1,64	12,97	0,02	14,59	0,04
NaOH	0,08	0,00	0,13	0,00	0,20
Total	37272,23	42215,70	52315,47	47492,67	84310,74
	131803,41			131803,41	
Entalpia (Kj/h)	-8,15E+07	-1,01E+08	-9,28E+07	-9,86E+07	-1,77E+08
Q caldeira (Kj/h)	1,61E+07				
Q aero (Kj/h)	-1,53E+07				
Q entrada (Kj/h)	-2,8E+08				
Q saída (Kj/h)	-2,8E+08				
Temperatura (° C)	87,00	58,58	101,57	60,03	95,39
Pressão (bar)	4,60	2,74	3,05	2,74	3,05

Equipamento	Estabilizador				
Designação	CD-801				
Função	Separa os gases formados por craqueamento do produto				
	Entrada			Saída	
Corrente	S 801	S 805	S 808	S 802	S 806
	<u>Alimentação</u>	<u>Refluxo topo</u>	<u>Refluxo fundo</u>	<u>Topo</u>	<u>Fundo</u>
Metano	10173,45	0,00	0,93	10173,37	1,01
Etano	3920,43	0,00	0,07	3920,43	0,00
Propano	3446,48	0,00	209,73	3428,44	227,76
Isobutano	19,12	0,00	222,33	0,00	241,45
n-Butano	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
2-metil-butano	3141,41	3141,41	36525,47	3141,41	39666,88
n-pentano	1152,08	1152,08	13395,30	1152,08	14547,38
2,2 DMB	3911,49	3911,49	45479,31	3911,49	49390,81
2,3 DMB	9679,11	9679,11	112540,03	9679,11	122219,14
2 MP	9607,48	9607,48	111707,14	9607,48	121314,62
3 MP	9152,89	0,00	106421,58	0,00	115574,47
n-hexano	6543,66	0,00	76083,79	0,00	82627,45
Ciclohexano	1192,26	0,00	13862,57	0,00	15054,84
benzeno	0,50	0,00	5,86	0,00	6,36
2MH	1877,05	0,00	21824,64	0,00	23701,69
3MH	2023,44	0,00	23526,77	0,00	25550,21
3EP	1286,28	0,00	14955,66	0,00	16241,94
2,2 DMP	1244,18	0,00	14466,22	0,00	15710,40
2,3 DMP	389,67	0,00	4530,77	0,00	4920,45
2,4 DMP	677,85	0,00	7881,45	0,00	8559,30
3,3 DMP	1299,80	0,00	15112,86	0,00	16412,66
2,2,3 TMB	1089,97	0,00	12673,16	0,00	13763,13
n-heptano	2672,33	0,00	31071,42	0,00	33743,75
Hidrogénio	3074,02	0,00	0,00	3074,02	0,00
HCl	5,00E-03	0	0	5,00E-03	0
C2Cl4	0	0	0	0,000753	0
Total	77574,96	27491,57	662497,09	48087,83	719475,72
	767564			767564	
Entalpia (Kj/h)	-1,71E+08	-6,54E+07	-1,28E+09	-1,17E+08	-1,42E+09
Q caldeira (Kj/h)	2,31E+07				
Q aero (Kj/h)	-1,06E+07				
Q condensador (Kj/h)	-4,70E+05				
Q entrada (Kj/h)	-1,5E+09				
Q saída (Kj/h)	-1,5E+09				
Temperatura (° C)	113,00	38,19	179,58	77,00	170,05
Pressão (bar)	15,58	14,80	14,90	14,80	14,91

Equipamento	Despentanizador				
Designação	CD-802				
Função	Separa os n-pentanos que não reagiram do produto				
	Entrada			Saída	
Corrente	S 811	S 815	S 821	S 812	S 819
	<u>Alimentação</u>	<u>Refluxo topo</u>	<u>Refluxo fundo</u>	<u>Topo</u>	<u>Fundo</u>
Metano	0,08	0,00	0,04	0,00	0,00
Etano	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
Propano	18,04	90,38	0,00	108,46	0,00
Isobutano	19,12	95,90	-0,03	115,08	-0,09
n-Butano	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
2-metil-butano	3141,41	11891,73	406,40	14270,08	1169,46
n-pentano	1152,08	3359,33	255,75	4031,19	735,96
2,2 DMB	3911,49	4184,53	1637,48	5021,44	4712,06
2,3 DMB	9679,11	3322,32	4801,07	3986,79	13815,72
2 MP	9607,48	1388,40	4968,91	1666,07	14298,71
3 MP	9152,89	87,15	4865,41	104,58	14000,87
n-hexano	6543,66	0,03	3485,05	0,04	10028,71
Ciclohexano	1192,26	0,00	634,98	0,00	1827,25
benzeno	0,50	0,00	0,27	0,00	0,77
2MH	1877,05	0,00	999,69	0,00	2876,74
3MH	2023,44	0,00	1077,66	0,00	3101,10
3EP	1286,28	0,00	685,05	0,00	1971,33
2,2 DMP	1244,18	0,00	662,63	0,00	1906,81
2,3 DMP	389,67	0,00	207,53	0,00	597,21
2,4 DMP	677,85	0,00	361,01	0,00	1038,87
3,3 DMP	1299,80	0,00	692,25	0,00	1992,05
2,2,3 TMB	1089,97	0,00	580,50	0,00	1670,47
n-heptano	2672,33	0,00	1423,24	0,00	4095,57
Total	56978,70	24419,77	27744,89	29303,73	79839,65
	109143			109143	
Entalpia (Kj/h)	-1,24E+08	-5,84E+08	-4,80E+07	-6,03E+08	-1,70E+08
Q caldeira (Kj/h)	8,02E+06				
Q aero (Kj/h)	-9,81E+06				
Q entrada (Kj/h)	-2,3E+08				
Q saída (Kj/h)	-2,3E+08				
Temperatura (° C)	100,00	57,13	90,61	64,28	88,75
Pressão (bar)	7,00	2,05	2,15	2,05	2,15

Equipamento	Coluna de Soda Cáustica				
Designação	CS-901				
Função	Lavagem de Gás ácido proveniente do Estabilizador				
	Entrada			Saída	
Corrente	901	909	910	902	911
Metano	10173,37	0,00	0,00	0,00	10173,37
	<u>Alimentação</u> <u>Gás ácido</u>	<u>Entrada</u> <u>de soda</u> <u>cáustica</u> <u>(1º leito)</u>	<u>Entrada</u> <u>de soda</u> <u>cáustica</u> <u>(2º leito)</u>	<u>Saída de</u> <u>soda</u> <u>cáustica</u>	<u>Gás topo</u>
Etano	3920,43	0,00	0,00	0,00	3920,43
Propano	3428,44	0,00	0,00	0,00	3428,44
Hidrogénio	3074,02	0,00	0,00	0,00	3074,02
H2S	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Azoto	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2O	0,00	3713,08	3713,08	7426,17	0,00
NaOH	0,00	0,75	0,75	1,50	0,00
HCl	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
NaCl	0,00	0,00	0,00	8,01E-03	0,00
C2Cl4	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total	20596,26	3713,83	3713,83	7427,67	20596,26
	28023,93			28023,93	
Entalpia (Kj/h)	-6,53E+07	- 5,93E+07	- 5,93E+07	-1,19E+08	-6,53E+07
Q entrada (Kj/h)	-1,84E+08				
Q saída (Kj/h)	-1,84E+08				
Temperatura (°C)	38,00	38,00	38,00	38,00	37,00
Pressão (bar)	6,18	6,18	6,18	6,18	4,14

Designação	CD-803				Equipamento	Deisohexanizador	
Função	Separa os isómeros C6 de RON inferior e n-hexano do produto						
	Entradas				Saídas		
Corrente	S 823	S 828	S 833	S 838	S 824	S 830	S 836
	Alimentação	Refluxo topo	Refluxo lateral	Refluxo fundo	Topo	Lateral	Fundo
2,2 DMB	763,06	6105,93	0,00	0,00	6869,17	0,00	0,00
2,3 DMB	480,21	3843,62	0,00	0,00	4324,07	0,00	0,00
2 MP	3074,59	24483,92	7,94	0,00	27544,41	9,67	12,37
3 MP	9014,65	94,97	27356,14	14146,67	106,84	33290,23	17215,36
n-Hexano	9329,80	15,97	28837,56	14163,62	17,97	35092,99	17235,99
Ciclohexano	9135,46	1,50	27901,76	14211,85	1,68	33954,20	17294,68
Benzeno	6543,65	0,01	23790,92	6375,32	0,01	28951,64	7758,25
2MH	1192,26	0,00	0,00	5496,34	0,00	0,00	6688,60
3MH	0,50	0,00	1,73	0,60	0,00	2,10	0,72
3EP	1877,05	0,00	1043,87	7609,32	0,00	1270,31	9259,94
2,2 DMP	2023,44	0,00	1154,28	8173,79	0,00	1404,67	9946,84
2,3 DMP	1286,28	0,00	681,80	5247,93	0,00	829,70	6386,31
2,4 DMP	1244,18	0,00	572,46	5163,21	0,00	696,64	6283,22
3,3 DMP	389,67	0,00	152,49	1643,90	0,00	185,57	2000,50
2,2,3 TMB	677,85	0,00	332,48	2792,42	0,00	404,60	3398,15
n-Heptano	1299,80	0,00	568,96	5423,10	0,00	692,38	6599,48
Hidrogénio	1089,97	0,00	528,49	4496,26	0,00	643,13	5471,59
H ₂ S	2672,33	0,00	1988,36	10331,07	0,00	2419,68	12572,08
Total	52094,78	34545,91	114919,26	105275,41	38864,15	139847,51	128124,09
	306835,36				306835,76		
Entalpia (Kj/h)	-9,34E+07	-8,32E+07	-2,19E+08	-2,27E+08	-8,10E+07	-2,93E+08	-2,77E+08
Q caldeira de fundo (Kj/h)	1,37E+06						
Q caldeira lateral (Kj/h)	2,53E+07						
Q aero (Kj/h)	-1,27E+07						
Q entrada (Kj/h)	-6,1E+08						
Q saída (Kj/h)	-6,5E+08						
Temperatura (° C)	132	50,00	80,00	89,00	54,00	79,00	87,00
Pressão (bar)	2,15	1,30	1,50	1,61	1,30	1,60	1,61

Equipamento	Reator de Leito Fixo	
Designação	R-701	
Função	Reator de Hidrogenação	
	Entrada	Saída
Corrente	S 702	S 703
Metano	10173,43	10173,44
Etano	3920,31	3920,32
Propano	3432,02	3432,03
Isobutano	0,00	0,00
n-Butano	0,00	0,00
2-metil-butano	452,92	452,82
n-pentano	3840,76	3840,96
2,2 DMB	3105,59	3105,79
2,3 DMB	8873,16	8873,36
2 MP	8801,72	8801,77
3 MP	8346,90	8347,16
n-hexano	9766,91	9766,65
Ciclohexano	921,66	1192,27
benzeno	251,87	0,50
2MH	1249,47	1249,47
3MH	1275,53	1275,53
3EP	1175,59	1175,59
2,2 DMP	1147,06	1147,06
2,3 DMP	1059,71	1059,71
2,4 DMP	1093,84	1093,84
3,3 DMP	1149,38	1149,38
2,2,3 TMB	1140,45	1140,45
n-heptano	3302,15	3302,15
Hidrogénio	3094,13	3074,68
H2S	0,00	0,00
Azoto	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00
H2O	0,00	0,00
NaOH	0,00	0,00
HCl	0,00	0,00
NaCl	0,00	0,00
C2Cl4	0,00	0,00
Total	77574,58	77574,92
Estado Físico	Gás	Gás
Entalpia (Kj/h)	-1,20E+08	-1,20E+08
Q (Kj/h)	-6,62E+05	
Temperatura (°C)	300,00	308,00
Pressão (bar)	22,75	22,75

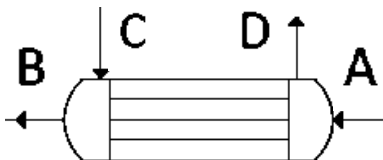
Equipamento	Reator de Leito Fixo	
Designação	R-702 A	
Função	Reator Primário de Isomerização	
	Entrada	Saída
Corrente	S 709	S 711
Metano	10173,436	10173,436
Etano	3920,317	3920,425
Propano	3432,026	3446,471
Isobutano	0,000	19,121
n-Butano	0,000	0,000
2-metil-butano	452,821	3141,408
n-pentano	3840,955	1152,076
2,2 DMB	3105,791	3105,739
2,3 DMB	8873,356	8873,356
2 MP	8801,766	8801,748
3 MP	8347,158	8347,158
n-hexano	9766,646	9766,646
Ciclohexano	1192,267	1192,262
benzeno	0,504	0,504
2MH	1249,475	1877,047
3MH	1275,533	2023,440
3EP	1175,594	1286,274
2,2 DMP	1147,063	1244,179
2,3 DMP	1059,712	389,673
2,4 DMP	1093,839	677,851
3,3 DMP	1149,381	1299,794
2,2,3 TMB	1140,453	1089,966
n-heptano	3302,147	2672,324
Hidrogénio	3074,680	3074,018
HCl	0,000	0,003
C2Cl4	0,01	0,002
Total	77574,925	77574,922
Estado Físico	Gás	Gás
Entalpia (Kj/h)	-1,68E+08	-1,68E+08
Q (Kj/h)	-1,68E+05	
Temperatura (°C)	120,00	120,00
Pressão (bar)	31,40	31,40

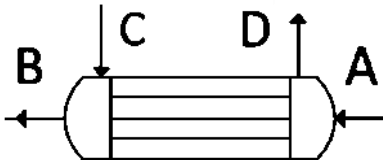
Equipamento	Reator de Leito Fixo	
Designação	R-702 B	
Função	Reator Secundário de Isomerização	
	Entrada	Saída
Corrente	S 710	S 712
Metano	10173,436	10173,450
Etano	3920,425	3920,431
Propano	3446,471	3446,476
Isobutano	19,121	19,121
n-Butano	0,000	0,000
2-metil-butano	3141,408	3141,408
n-pentano	1152,076	1152,076
2,2 DMB	3105,739	3911,492
2,3 DMB	8873,356	9679,114
2 MP	8801,748	9607,481
3 MP	8347,158	9152,891
n-hexano	9766,646	6543,660
Ciclohexano	1192,262	1192,264
benzeno	0,504	0,504
2MH	1877,047	1877,050
3MH	2023,440	2023,443
3EP	1286,274	1286,276
2,2 DMP	1244,179	1244,181
2,3 DMP	389,673	389,674
2,4 DMP	677,851	677,851
3,3 DMP	1299,794	1299,796
2,2,3 TMB	1089,966	1089,968
n-heptano	2672,324	2672,328
Hidrogénio	3074,018	3074,022
HCl	3,00E-03	5,00E-03
C2Cl4	0,002	0,000
Total	77575	77575
Estado Físico	Gás	Gás
Entalpia (Kj/h)	-1,69E+08	-1,69E+08
Q (Kj/h)	-1,80E+05	
Temperatura (°C)	118,00	118,00
Pressão (bar)	26,44	26,44

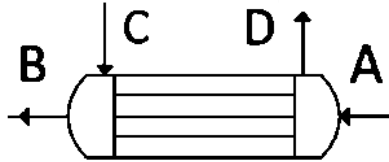
Anexo IV

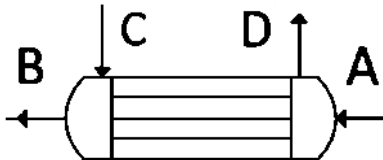
Folhas de Especificação

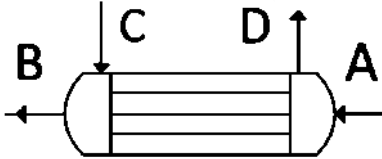
Caso de Estudo I

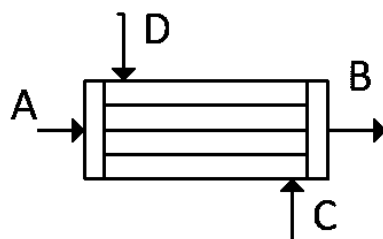
Equipamento		Permutador		Dados de Construção		
Designação		E-301		Número de tubos		32,00
Número		1		Diâmetro externo (mm)		20,00
Secção		300		Espessura (mm)		2,00
Função		Aquecimento da LSRN		Comprimento (m)		4,88
Descrição		Troca de calor entre misturas de hidrocarbonetos		Arranjo dos tubos		Triangular
Funcionamento		Contínuo		Pitch (mm)		25,40
		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		237,50
Fluído circulante		LSRN fresca	Fundo da DIP	Número de Chicanas		50
Caudal	ton/h	10,73	9,83	Espaçamento entre chicanas (m)		0,10
Estado Físico		Líquido	Líquido	Pressão de Design (bar)		25,00
Densidade	Kg/m ³	660,37	596,01	Material (tubos/carcaça)		CS/CS
Viscosidade	Kg/m. s	2,81E-04	1,92E-04			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,12	0,09			
Calor Específico	J/Kg.K	2152,18	2569,12			
Temperatura de Entrada	°C	21,00	93,72			
Temperatura de Saída	°C	46,89	68,00			
Pressão de Operação	bar	6,40	20,22			
ΔP	bar	0,21	0,01			
Número de passagens		2	1	Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	A	Entrada nos tubos	2 ¹ / ₂ "
Q	KW	184,72		B	Saída dos tubos	2 ¹ / ₂ "
U (limpo)	W/m ² .°C	400,00		C	Entrada na Carcaça	4"
U (sujo)	W/m ² .°C	397,00		D	Saída da Carcaça	4"

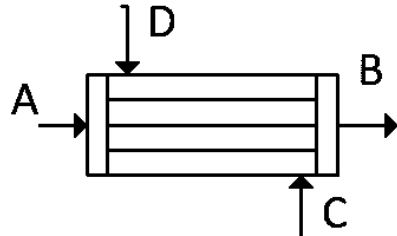
Equipamento		Permutador		Dados de Construção		
Designação		E-302		Número de tubos	8	
Número		1		Diâmetro externo (mm)	25,00	
Secção		300		Espessura (mm)	2,00	
Função		Aquecimento da LSRN		Comprimento (m)	4,88	
Descrição		Aquecimento da LSRN fresca com VBP		Arranjo dos tubos	Triangular	
Funcionamento		Contínuo		Pitch (mm)	31,25	
		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)	202,46	
Fluído circulante		LSRN fresca	VBP	Número de Chicanas	60	
Caudal	ton/h	10,73	0,237	Espaçamento entre chicanas (m)	0,08	
Estado Físico		Líquido	Gás	Pressão de Design (bar)	7,00	
Densidade	Kg/m³	580,48	0,81	Material (tubos/carcaça)	CS/CS	
Viscosidade	Kg/m. s	2,10E-04	1,87E-04			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,11	0,03			
Calor Específico	J/Kg.K	2301,42	1943,94			
Temperatura de Entrada	°C	46,89	150,00			
Temperatura de Saída	°C	67,00	150,00			
Pressão de Operação	bar	5,30	1,57			
ΔP	bar	1,32	0,66			
Número de passagens		1,00	1,00			
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
Q	KW	146,39		A	Entrada nos tubos	2 ¹ / ₂ "
U (limpo)	W/m².°C	900,00		B	Saída dos tubos	2 ¹ / ₂ "
U (sujo)	W/m².°C	554,00		C	Entrada na Carcaça	8"
				D	Saída da Carcaça	8"

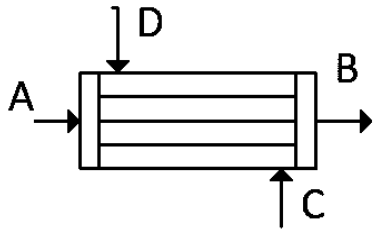
Equipamento		Permutador		Dados de Construção		
Designação	E-701		Número de tubos		79	
Número	1		Diâmetro externo (mm)		30,00	
Secção	700		Espessura (mm)		2,60	
Função	Aquecimento da Nafta com Hidrogénio		Comprimento (m)		4,88	
Descrição	Aquecimento da Alimentação do R-701		Arranjo dos tubos		Triangular	
Funcionamento	Contínuo		Pitch (mm)		62,50	
		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		351,46
Fluído circulante		LSRN	VAP	Número de Chicanas		34
Caudal	ton/h	21,82	13,42	Espaçamento entre chicanas (m)		0,14
Estado Físico		Misto	Gás	Pressão de Design (bar)		70,00
Densidade	Kg/m ³	13,88	21,15	Material (tubos/carcaça)		KCS/KCS
Viscosidade	Kg/m. s	1,12E-05	2,69E-05			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,09	0,07			
Calor Específico	J/Kg.K	3417,41	2367,90			
Temperatura de Entrada	°C	39,43	450,00			
Temperatura de Saída	°C	274,72	450,00			
Pressão de Operação	bar	14,72	66,71			
ΔP	bar	0,14	0,07			
Número de passagens		1	1	Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	A	Entrada nos tubos	1 ¹ / ₂ "
Q	KW	5341,67		B	Saída dos tubos	1 ¹ / ₂ "
U (limpo)	W/m ² .°C	900,00		C	Entrada na Carcaça	12"
U (sujo)	W/m ² .°C	640,00		D	Saída da Carcaça	12"

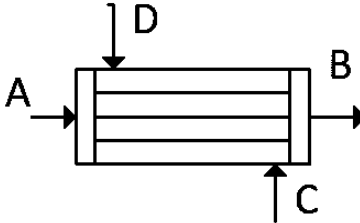
Equipamento		Permutador		Dados de Construção		
Designação		E-805		Número de tubos		185,00
Número		1		Diâmetro externo (mm)		16,00
Secção		800		Espessura (mm)		2,00
Função		Aquecimento da mistura de hidrocarbonetos		Comprimento (m)		7,33
Descrição		Aquecimento da alimentação da CD-803		Arranjo dos tubos		Triangular
Funcionamento		Contínuo		Pitch (mm)		32,00
		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		325,86
Fluído circulante		LSRN	VBP	Número de Chicanas		55
Caudal	ton/h	11,36	1,89	Espaçamento entre chicanas (m)		0,13
Estado Físico		Líquido	Gás	Pressão de Design (bar)		5,00
Densidade	Kg/m ³	548,00	0,81	Material (tubos/carcaça)		CS/CS
Viscosidade	Kg/m. s	2,10E-07	1,45E-05			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,09	0,03			
Calor Específico	J/Kg.K	2564,94	1943,94			
Temperatura de Entrada	°C	101,31	150,00			
Temperatura de Saída	°C	132,00	150,00			
Pressão de Operação	bar	2,52	2,58			
ΔP	bar	1,72	0,59			
Número de passagens		8	1			
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
Q	KW	1163,15		A	Entrada nos tubos	11''
U (limpo)	W/m ² .°C	900,00		B	Saída dos tubos	11''
U (sujo)	W/m ² .°C	554,00		C	Entrada na Carcaça	24''
				D	Saída da Carcaça	24''

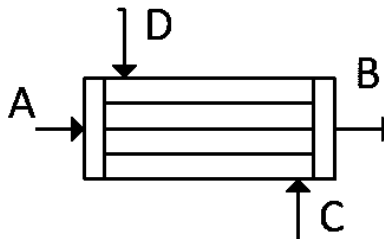
Equipamento		Permutador		Dados de Construção		
Designação		E-809		Número de tubos		13
Número		1		Diâmetro externo (mm)		30,00
Secção		800		Espessura (mm)		2,00
Função		Aquecimento da mistura de hidrocarbonetos		Comprimento (m)		4,88
Descrição		Aquecimento do topo da CD-802		Arranjo dos tubos		Triangular
Funcionamento		Contínuo		Pitch (mm)		37,50
		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		281,31
Fluído circulante		LSRN	VBP	Número de Chicanas		43
Caudal	ton/h	3,03	0,50	Espaçamento entre chicanas (m)		0,11
Estado Físico		Gás	Gás	Pressão de Design (bar)		4,00
Densidade	Kg/m ³	5,40	0,81	Material (tubos/carcaça)		CS/CS
Viscosidade	Kg/m. s	2,10E-07	1,45E-05			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,02	0,03			
Calor Específico	J/Kg.K	1808,09	1943,94			
Temperatura de Entrada	°C	51,03	150,00			
Temperatura de Saída	°C	65,71	150,00			
Pressão de Operação	bar	1,78	2,58			
ΔP	bar	0,13	0,08			
Número de passagens		1	1			
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
Q	KW	301,46		A	Entrada nos tubos	3"
				B	Saída dos tubos	3"
U (limpo)	W/m ² .°C	900,00		C	Entrada na Carcaça	10"
U (sujo)	W/m ² .°C	554,00		D	Saída da Carcaça	10"

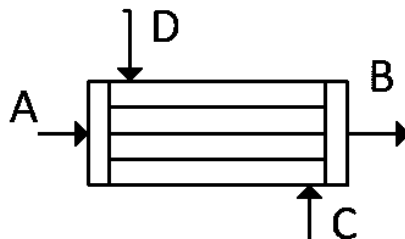
Equipamento		Permutador		Dados de Construção		
Designação		E-702		Número de tubos		27
Número		1		Diâmetro externo (mm)		20,00
Secção		700		Espessura (mm)		2,00
Função		Arrefecimento da LSRN		Comprimento (m)		4,88
Descrição		Arrefecimento da Alimentação ao R-702B		Arranjo dos tubos		Triangular
Funcionamento		Contínuo		Pitch (mm)		20,00
		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		170,93
Fluído circulante		Água	LSRN	Número de Chicanas		70
Caudal	ton/h	1,05	21,82	Espaçamento entre chicanas (m)		0,07
Estado Físico		Líquido	Misto	Pressão de Design (bar)		35,00
Densidade	Kg/m³	957,07	21,36	Material (tubos/carcaça)		KCS/KCS
Viscosidade	Kg/m. s	6,00E-04	0,0001			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,61	0,09			
Calor Específico	J/Kg.K	41814,5	2891,14			
Temperatura de Entrada	°C	29,00	120,00			
Temperatura de Saída	°C	94,54	118,00			
Pressão de Operação	bar	5,51	31,40			
ΔP	bar	0,29	1,50			
Número de passagens		1	1	Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	A	Entrada nos tubos	3/4"
Q	KW	-83,6		B	Saída dos tubos	3/4"
U (limpo)	W/m².°C	900,00		C	Entrada na Carcaça	2 1/2"
U (sujo)	W/m².°C	250,00		D	Saída da Carcaça	2 1/2"

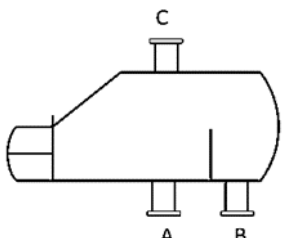
Equipamento		Permutador		Dados de Construção		
Designação		E-703		Número de tubos		50
Número		1		Diâmetro externo (mm)		20,00
Secção		700		Espessura (mm)		2,60
Função		Arrefecimento da LSRN		Comprimento (m)		4,88
Descrição		Arrefecimento da Alimentação da CD-801		Arranjo dos tubos		Triangular
Funcionamento		Contínuo		Pitch (mm)		28,00
		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		231,61
Fluído circulante		Água	LSRN	Número de Chicanas		52
Caudal	ton/h	2,80	21,82	Espaçamento entre chicanas (m)		0,09
Estado Físico		Líquido	Misto	Pressão de Design (bar)		35,00
Densidade	Kg/m ³	960,03	21,71	Material (tubos/carcaça)		KCS/KCS
Viscosidade	Kg/m. s	5,77E-04	1,26E-04			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,61	0,13			
Calor Específico	J/Kg.K	41814,5	3490,86			
Temperatura de Entrada	°C	29,00	118,00			
Temperatura de Saída	°C	88,88	113,00			
Pressão de Operação	bar	5,51	29,89			
ΔP	bar	0,24	0,71			
Número de passagens		2	1			
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
Q	KW	-197,78		A	Entrada nos tubos	3/4"
U (limpo)	W/m ² .°C	900,00		B	Saída dos tubos	3/4"
U (sujo)	W/m ² .°C	250,00		C	Entrada na Carcaça	2"
				D	Saída da Carcaça	2"

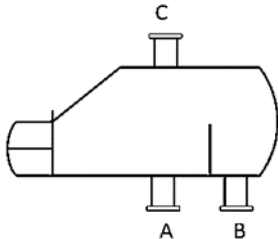
Equipamento		Permutador		Dados de Construção		
Designação	E-802		Número de tubos		60	
Número	1		Diâmetro externo (mm)		20,00	
Secção	800		Espessura (mm)		2,00	
Função	Arrefecimento da LSRN		Comprimento (m)		4,88	
Descrição	Arrefecimento da mistura do topo da CD-801		Arranjo dos tubos		Triangular	
Funcionamento	Contínuo		Pitch (mm)		70,00	
		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		377,52
Fluído circulante		Água	LSRN	Número de Chicanas		31
Caudal	ton/h	17,00	13,23	Espaçamento entre chicanas (m)		0,15
Estado Físico		Líquido	Gás	Pressão de Design (bar)		17,00
Densidade	Kg/m ³	989,94	8,39	Material (tubos/carcaça)		KCS/KCS
Viscosidade	Kg/m. s	8,55E-04	1,62E-04			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,61	0,10			
Calor Específico	J/Kg.K	41814,5	2323,79			
Temperatura de Entrada	°C	29,00	40,00			
Temperatura de Saída	°C	30,00	38,19			
Pressão de Operação	bar	5,51	14,80			
ΔP	bar	1,30	0,08			
Número de passagens		6	1	Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	A	Entrada nos tubos	2"
Q	KW	-45,00		B	Saída dos tubos	2"
U (limpo)	Kcal/m.h. °C	900,00		C	Entrada na Carcaça	1 1/4"
U (sujo)	Kcal/m.h. °C	250,00		D	Saída da Carcaça	1 1/4"

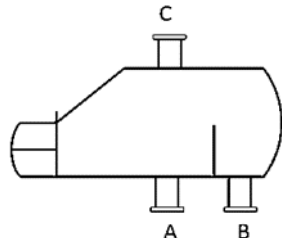
Equipamento		Permutador		Dados de Construção			
Designação		E-803		Número de tubos		148	
Número		1		Diâmetro externo (mm)		20,00	
Secção		800		Espessura (mm)		2,60	
Função		Arrefecimento da LSRN		Comprimento (m)		4,88	
Descrição		Arrefecimento da Alimentação da CD-802		Arranjo dos tubos		Triangular	
Funcionamento		Contínuo		Pitch (mm)		25,00	
		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		503,94	
Fluído circulante		Água	LSRN	Número de Chicanas		23,00	
Caudal	ton/h	17,00	14,39	Espaçamento entre chicanas (m)		0,20	
Estado Físico		Líquido	Líquido	Pressão de Design (bar)		17,00	
Densidade	Kg/m ³	991,06	482,36	Material (tubos/carcaça)		CS/CS	
Viscosidade	Kg/m. s	8,55E-04	9,99E-05				
Condutividade Térmica	W/m.K	0,61	0,07				
Calor Específico	J/Kg.K	41814,5	3386,93				
Temperatura de Entrada	°C	29,00	177,64				
Temperatura de Saída	°C	76,04	100,00				
Pressão de Operação	bar	5,51	14,89				
ΔP	bar	1,33	0,15				
Número de passagens		8	1				
				Tubuladuras	Descrição	Diâmetro	
Resistência por incrustações		m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	A	Entrada nos tubos	2''
Q	KW	-965,56		B	Saída dos tubos	2''	
U (limpo)	W/m ² .°C	900,00		C	Entrada na Carcaça	6''	
U (sujo)	W/m ² .°C	250,00		D	Saída da Carcaça	6''	

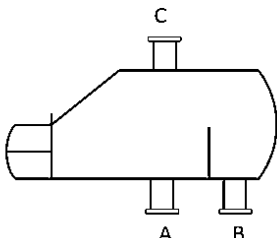
Equipamento		Permutador		Dados de Construção		
Designação		E-808		Número de tubos		50,00
Número		1		Diâmetro externo (mm)		20,00
Secção		800		Espessura (mm)		2,60
Função		Arrefecimento da LSRN		Comprimento (m)		7,33
Descrição		Pré-arrefecimento do Produto		Arranjo dos tubos		Triangular
Funcionamento		Contínuo		Pitch (mm)		60,00
		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		354,46
Fluído circulante		Água	LSRN	Número de Chicanas		51,00
Caudal	ton/h	20,50	6,83	Espaçamento entre chicanas (m)		0,14
Estado Físico		Líquido	Líquido	Pressão de Design (bar)		8,00
Densidade	Kg/m ³	988,23	336,22	Material (tubos/carcaça)		CS/CS
Viscosidade	Kg/m. s	8,05E-04	0,0003			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,61	0,10			
Calor Específico	J/Kg.K	41814,5	2467,22			
Temperatura de Entrada	°C	29,00	85,50			
Temperatura de Saída	°C	36,10	45,00			
Pressão de Operação	bar	5,51	5,00			
ΔP	bar	2,16	0,01			
Número de passagens		8	1			
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	Tubuladura	Descrição	Diâmetro
Q	KW	-170,36		A	Entrada nos tubos	2"
U (limpo)	W/m ² .°C	900,00		B	Saída dos tubos	2"
U (sujo)	W/m ² .°C	250,00		C	Entrada na Carcaça	1 ¹ / ₂ "
				D	Saída da Carcaça	1 ¹ / ₂ "

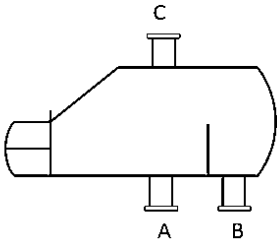
Equipamento		Permutador		Dados de Construção		
Designação		E-501		Número de tubos		16
Número		1		Diâmetro externo (mm)		16,00
Secção		500		Espessura (mm)		2,60
Função		Arrefecimento da LSRN		Comprimento (m)		7,33
Descrição		Pré-arrefecimento do Produto		Arranjo dos tubos		Triangular
Funcionamento		Descontínuo		Pitch (mm)		40,00
		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		173,31
Fluído circulante		Água	LSRN	Número de Chicanas		105,00
Caudal	ton/h	3,60	0,94	Espaçamento entre chicanas (m)		0,07
Estado Físico		Líquido	Gás	Pressão de Design (bar)		7,00
Densidade	Kg/m³	965,43	7,19	Material (tubos/carcaça)		CS/CS
Viscosidade	Kg/m. s	8,37E-04	1,58E-04			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,61	0,05			
Calor Específico	J/Kg.K	41814,5	2853,40			
Temperatura de Entrada	°C	29,00	316,00			
Temperatura de Saída	°C	78,46	100,00			
Pressão de Operação	bar	5,51	4,19			
ΔP	bar	2,19	0,77			
Número de passagens		8	1			
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
Q	KW	-195,69		A	Entrada nos tubos	23 mm
U (limpo)	W/m².°C	900,00		B	Saída dos tubos	23 mm
U (sujo)	W/m².°C	250,00		C	Entrada na Carcaça	1"
				D	Saída da Carcaça	1"

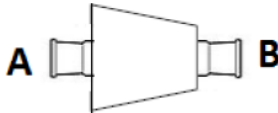
Equipamento		Kettle		Dados de Construção		
Designação		E-303		Número de tubos		361
Número		1		Diâmetro externo (mm)		35,00
Secção		300		Espessura (mm)		1,60
Função		Aquecimento da LSRN		Comprimento (m)		1,83
Descrição		Aquecimento da Mistura de Fundo da CD-301		Arranjo dos tubos		Triangular
Funcionamento		Contínuo		Pitch (mm)		38,15
		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		1382,76
Fluído circulante		VBP	LSRN	Número de Chicanas		2
Caudal	ton/h	3,92	36,50	Espaçamento entre chicanas (m)		0,55
Estado Físico		Gás	Líquido	Pressão de Design (bar)		9,00
Densidade	Kg/m ³	0,81	490,00	Material (tubos/carcaça)		CS/CS
Viscosidade	Kg/m. s	3,55E-04	8,97E-02			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,03	0,10			
Calor Específico	J/Kg.K	1943,94	2538,04			
Temperatura de Entrada	°C	150,00	86,07			
Temperatura de Saída	°C	150,00	93,72			
Pressão de Operação	bar	2,58	4,24			
ΔP	bar	0,03	3,73			
Número de passagens		4	1			
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
Q	KW	2415,74		A	Entrada da Alimentação	4"
U (limpo)	W/m ² .°C	900,00		B	Saída de fundo	4"
U (sujo)	W/m ² .°C	554,00		C	Saída de topo	8"

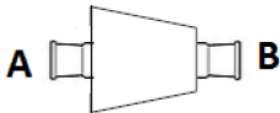
Equipamento		Kettle		Dados de Construção		
Designação		E-801		Número de tubos		821
Número		1		Diâmetro externo (mm)		25,00
Secção		800		Espessura (mm)		1,60
Função		Aquecimento da LSRN		Comprimento (m)		4,88
Descrição		Aquecimento da Mistura de Fundo da CD-801		Arranjo dos tubos		Triangular
Funcionamento		Contínuo		Pitch (mm)		37,50
		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		1270,45
Fluído circulante		VMP	LSRN	Número de Chicanas		9
Caudal	ton/h	6,59	202,03	Espaçamento entre chicanas (m)		0,51
Estado Físico		Gás	Líquido	Pressão de Design (bar)		17,00
Densidade	Kg/m ³	5,95	444,50	Material (tubos/carcaça)		CS/CS
Viscosidade	Kg/m. s	2,86E-04	1,75E-04			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,67	0,07			
Calor Específico	J/Kg.K	5280,37	3167,91			
Temperatura de Entrada	°C	190,00	163,49			
Temperatura de Saída	°C	190,00	177,21			
Pressão de Operação	bar	13,01	15,08			
ΔP	bar	0,17	0,08			
Número de passagens		8	1			
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
Q	KW	3788,61		A	Entrada da Alimentação	10''
U (limpo)	W/m ² .°C	900,00		B	Saída de fundo	3''
U (sujo)	W/m ² .°C	640,00		C	Saída de topo	10'

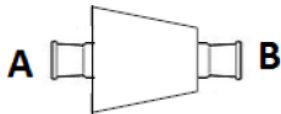
Equipamento		Kettle		Dados de Construção		
Designação		E-804		Número de tubos		327
Número		1		Diâmetro externo (mm)		30,00
Secção		800		Espessura (mm)		1,60
Função		Aquecimento da LSRN		Comprimento (m)		1,83
Descrição		Aquecimento da Mistura de Fundo da CD-802		Arranjo dos tubos		Triangular
Funcionamento		Contínuo		Pitch (mm)		32,70
		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		1119,74
Fluído circulante		VBP	LSRN	Número de Chicanas		3,00
Caudal	ton/h	2,55	28,85	Espaçamento entre chicanas (m)		0,45
Estado Físico		Gás	Líquido	Pressão de Design (bar)		5,00
Densidade	Kg/m³	0,81	603,09	Material (tubos/carcaça)		CS/CS
Viscosidade	Kg/m. s	3,55E-04	1,67E-04			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,03	0,09			
Calor Específico	J/Kg.K	1943,94	2542,36			
Temperatura de Entrada	°C	150,00	88,75			
Temperatura de Saída	°C	150,00	101,31			
Pressão de Operação	bar	2,58	2,24			
ΔP	bar	0,12	0,06			
Número de passagens		6	1			
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
Q	KW	1573,61		A	Entrada da Alimentação	4"
U (limpo)	W/m².°C	900,00		B	Saída de fundo	2 ¹ / ₂ "
U (sujo)	W/m².°C	640		C	Saída de topo	4"
U (sujo)	W/m².°C	640				

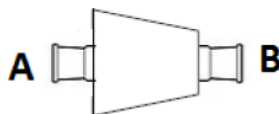
Equipamento		Kettle		Dados de Construção		
Designação		E-806		Número de tubos		44
Número		1		Diâmetro externo (mm)		30,00
Secção		800		Espessura (mm)		1,60
Função		Aquecimento da LSRN		Comprimento (m)		2,44
Descrição		Aquecimento da Mistura Lateral da CD-803		Arranjo dos tubos		Triangular
Funcionamento		Contínuo		Pitch (mm)		33,00
		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		530,16
Fluído circulante		VBP	LSRN	Número de Chicanas		11,00
Caudal	ton/h	0,75	13,74	Espaçamento entre chicanas (m)		0,21
Estado Físico		Gás	Líquido	Pressão de Design (bar)		3,00
Densidade	Kg/m ³	0,81	564,30	Material (tubos/carcaça)		CS/CS
Viscosidade	Kg/m. s	3,55E-04	1,86E-04			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,03	0,10			
Calor Específico	J/Kg.K	1943,94	2454,99			
Temperatura de Entrada	°C	150,00	79,00			
Temperatura de Saída	°C	150,00	87,00			
Pressão de Operação	bar	2,58	2,17			
ΔP	bar	0,11	0,29			
Número de passagens		4	1			
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
Q	KW	464,65		A	Entrada da Alimentação	4"
U (limpo)	W/m ² .°C	900,00		B	Saída de fundo	2"
U (sujo)	W/m ² .°C	640,00		C	Saída de topo	4"


Equipamento		Kettle		Dados de Construção		
Designação	E-807		Número de tubos		44	
Número	1		Diâmetro externo (mm)		30,00	
Secção	800		Espessura (mm)		1,60	
Função	Aquecimento da LSRN		Comprimento (m)		4,88	
Descrição	Aquecimento da Mistura de Fundo da CD-803		Arranjo dos tubos		Triangular	
Funcionamento	Contínuo		Pitch (mm)		32,70	
		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		433,90
Fluído circulante		VBP	LSRN	Número de Chicanas		27
Caudal	ton/h	1,01	10,16	Espaçamento entre chicanas (m)		0,17
Estado Físico		Gás	Líquido	Pressão de Design (bar)		4,00
Densidade	Kg/m ³	0,81	468,00	Material (tubos/carcaça)		CS/CS
Viscosidade	Kg/m. s	3,55E-04	1,85E-04			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,03	0,10			
Calor Específico	J/Kg.K	1943,94	2471,37			
Temperatura de Entrada	°C	150,00	91,00			
Temperatura de Saída	°C	150,00	95,00			
Pressão de Operação	bar	2,58	2,22			
ΔP	bar	0,08	1,22			
Número de passagens		2	1	Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	A	Entrada da Alimentação	3"
Q	KW	625,60		B	Saída de fundo	2"
U (limpo)	W/m ² .°C	900,00		C	Saída de topo	3"
U (sujo)	W/m ² .°C	554,00				

Equipamento:			Compressor		
Designação:			C-201		
Número			1		
Secção:			200		
Função:			Compressão de gás		
Descrição:			Compressão do Hidrogénio da PSA		
Funcionamento:			Contínuo		
Características do Equipamento				Dados de Construção	
Capacidade	Kg/s	2,07	Nº de Estágios	1	
Caudal	m³/h	8881,50	Q compressão (Kj/Kg)	671,91	
ρ	Kg/m³	0,84	Classe do Compressor	Rotativo	
Dados Operacionais			Tipo de Compressor	Centrífugo	
Cp	Kj/Kg. °C	3,89	Potência Mecânica (KW)	0,05	
Cv	Kj/Kg. °C	2,93	Potência Teórica (KW)	0,05	
Pressão de Sucção	bar	2,50			
Pressão Descarga	bar	15,00			
CR		0,17			
T sucção	°C	38,00			
T descarga	°C	68,03			
n		1,48			
k		1,33			
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro			
A	Sucção	42"			
B	Descarga	40"			
Material de Construção					
(Rotor/Carcaça) : HTS/MS					

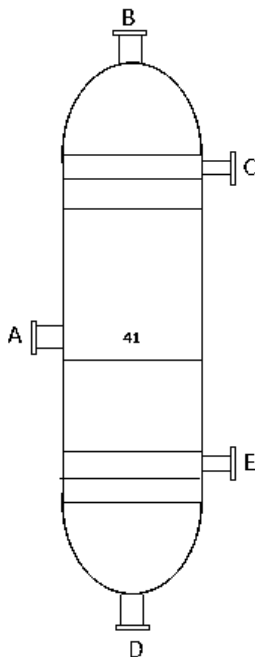
Equipamento:		Compressor		
Designação:		C-701		
Número		1		
Secção:		700		
Função:		Compressão de gás		
Descrição:		Compressão da alimentação ao R-701		
Funcionamento:		Contínuo		
Características do Equipamento			Dados de Construção	
Capacidade	Kg/s	6,06	Nº de Estágios	1
Caudal	m³/h	3383,22	Q compressão (Kj/Kg)	102,71
ρ	Kg/m³	6,44	Classe do Compressor	Rotativo
Dados Operacionais			Tipo de Compressor	Pistão
Cp	Kj/Kg. °C	3,52	Potência Mecânica (KW)	0,03
Cv	Kj/Kg. °C	3,12	Potência Teórica (KW)	0,03
Pressão de Sucção	bar	14,65		
Pressão Descarga	bar	22,75		
CR		0,64		
T sucção	°C	274,72		
T descarga	°C	300,00		
n		1,25		
k		1,13		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	30"		
B	Descarga	28"		
Material de Construção				
(Rotor/Carcaça): HTS/MS				

Equipamento:			Compressor	
Designação:			C-702	
Número			1	
Secção:			700	
Função:			Compressão de gás	
Descrição:			Compressão da alimentação ao R-702 A	
Funcionamento:			Contínuo	
Características do Equipamento			Dados de Construção	
Capacidade	Kg/s	6,06	Nº de Estágios	1
Caudal	m³/h	2214,61	Q compressão (Kj/Kg)	75,89
ρ	Kg/m³	9,85	Classe do Compressor	Rotativo
Dados Operacionais			Tipo de Compressor	Pistão
Cp	Kj/Kg. °C	3,53	Potência Mecânica (KW)	0,02
Cv	Kj/Kg. °C	3,12	Potência Teórica (KW)	0,02
Pressão de Sucção	bar	22,74		
Pressão Descarga	bar	31,40		
CR		0,72		
T sucção	°C	306,00		
T descarga	°C	306,00		
n		1,25		
k		1,13		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	24"		
B	Descarga	22"		
Material de Construção				
(Rotor/Carcaça): HTS/MS				

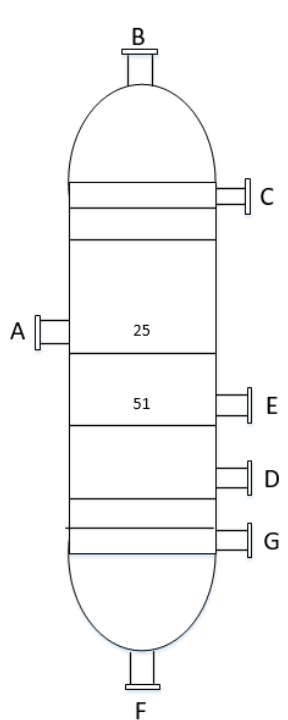
Equipamento:		Compressor		
Designação:		C-801		
Número		1		
Secção:		800		
Função:		Compressão de gás		
Descrição:		Compressão da mistura de reciclo da CD-802		
Funcionamento:		Contínuo		
Características do Equipamento			Dados de Construção	
Capacidade	Kg/s	0,84	Nº de Estágios	1
Caudal	m³/h	647,58	Q compressão (Kj/Kg)	36,65
ρ	Kg/m³	4,68	Classe do Compressor	Rotativo
Dados Operacionais			Dados Operacionais	Diafragma
Cp	Kj/Kg. °C	1,98	Potência Mecânica (KW)	0,01
Cv	Kj/Kg. °C	1,84	Potência Teórica (KW)	0,01
Pressão de Sucção	bar	1,57		
Pressão Descarga	bar	4,50		
CR		0,35		
T sucção	°C	65,73		
T descarga	°C	81,00		
n		1,25		
k		1,07		
Tubuladuras		Descrição		
A	Sucção	14"		
B	Descarga	12"		
Material de Construção				
(Rotor/Carcaça) : HTS/MS				

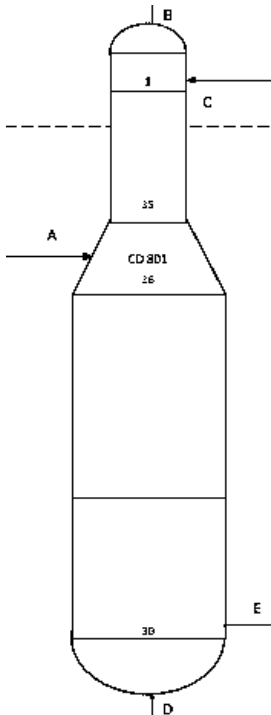
Equipamento:	Reator		
Designação:	R-701		
Número	1		
Secção:	700		
Função:	Hidrogenação do Benzeno		
Descrição:	Reator Tubular de Leito Fixo		
Funcionamento:	Contínuo		
Dados de Construção		Esquema	
Volume (m ³)	12,42		
Diâmetro (m)	1,54		
Altura (m)	6,64		
C	0,43		
f (N/mm ²)	304,00		
Espessura da parede dos pratos (mm)	5,23		
Corrosão (mm)	3,00		
Espessura da parede (mm)	9,00		
Pressão de Design (bar)	30,00		
Temperatura de Design (°C)	350,00		
Dados Operacionais			
Temperatura de Operação (°C)	300,00		
Pressão de Operação (bar)	22,75		
Estado Físico da Alimentação	Gás		
Tempo de Residência (h ⁻¹)	2,70		
Material de Construção			
Coluna	SS		
Pratos de Suporte do Catalisador	SS		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro	
A	Alimentação	28"	
B	Saída da mistura	28"	

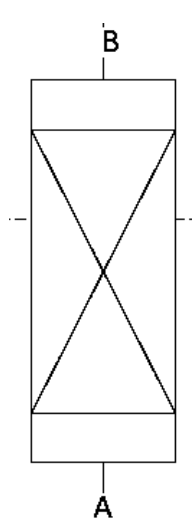
Equipamento:	Reator		
Designação:	R-702 A (B)		
Número	2		
Secção:	700		
Função:	Isomerização de LSRN		
Descrição:	Reator Tubular de Leito Fixo		
Funcionamento:	Contínuo		
Dados de Construção		<div>Esquema</div> 	
Volume (m³)	18,29		
Diâmetro (m)	1,90		
Altura (m)	6,47		
C	0,43		
f (N/mm²)	304,00		
Espessura da parede dos pratos (mm)	11,27		
Corrosão (mm)	3,00		
Espessura da parede (mm)	13,34		
Pressão de Design (bar)	40,00		
Temperatura de Design (°C)	200,00		
Dados Operacionais			
Temperatura de Operação (°C)	120,00 (118,00)		
Pressão de Operação (bar)	31,40		
Estado Físico da Alimentação	Gás		
Tempo de Residência (h ⁻¹)	1,23 (1,33)		
Material de Construção			
Coluna	SS		
Pratos de Suporte do Catalisador	SS		
Tubuladuras	Descrição		Diâmetro (")
A	Alimentação		22"
B	Saída da mistura		22"

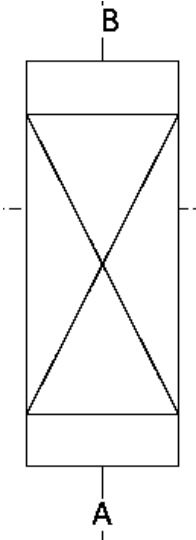
Equipamento: Coluna de Destilação	Designação:	Deisopentanizador		
	Número:	CD-301		
	Secção:	300		
	Função:	Recuperação do Isopentano para armazenagem		
	Descrição:	Coluna de Pratos Perfurados		
	Funcionamento:	Contínuo		
Dados de Construção		Esquema		
Diâmetro Interno da Coluna (m)	1,71			
Diâmetro Externo da Coluna (m)	1,74			
Espessura da Coluna (mm)	10,50			
Sob espessura de corrosão (mm)	3,00			
Altura da Coluna (m)	48,84			
Temperatura de Design (° C)	124,00			
Pressão de Design (bar)	5,00			
Características dos Pratos				
Tipo de Pratos	perfurados simples			
Número de Pratos Reais	80			
Número de Pratos Teóricos	57			
Eficiência dos Pratos	71%			
Número de Passagens pelos Pratos	3			
Espaçamento entre Pratos (m)	0,61			
Espessura do Prato (mm)	5,00			
Comprimento do Prato (m)	1,24			
Altura do Prato (mm)	50,00			
Diâmetro dos Orifícios (mm)	5,00			
Área da zona perfurada (m²)	1,84			
Dados Operacionais		Tubuladura	Descrição	Diâmetro
Prato de Alimentação	41	A	Alimentação	2 ¹ / ₂ "
Temperatura de Operação (°C)	87,00	B	Descarga topo	4"
Pressão de Operação (bar)	4,50	C	Refluxo topo	3"
Velocidade de Operação (m/s)	0,50	D	Descarga fundo	4"
Velocidade de Inundação (m/s)	0,94	E	Refluxo fundo	4"
Material de Construção				
Torre	CS			
Pratos	SS-314			

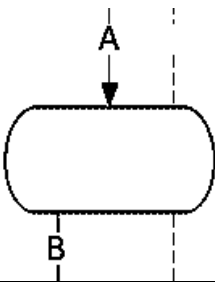
Equipamento: Coluna de Destilação	Designação:	Despentanizador		
	Número:	CD 802		
	Secção:	800		
	Função:	Recuperação do n-pentano para reciclo		
	Descrição:	Coluna de Pratos Perfurados		
	Funcionamento:	Contínuo		
Dados de Construção		Esquema		
Diâmetro Interno da Coluna (m)	1,16			
Diâmetro Externo da Coluna (m)	1,74			
Espessura da Coluna (mm)	10,50			
Sob espessura de corrosão (mm)	3,00			
Altura da Coluna (m)	48,84			
Temperatura de Design (º C)	130,00			
Pressão de Design (bar)	9,00			
Características dos Pratos				
Tipo de Pratos	perfurados simples			
Número de Pratos Reais	80			
Número de Pratos Teóricos	57			
Eficiência dos Pratos	71%			
Número de Passagens pelos Pratos	1			
Espaçamento entre Pratos (m)	0,61			
Espessura do Prato (mm)	5,00			
Comprimento do Prato (m)	0,85			
Altura do Prato (mm)	50,00			
Diâmetro dos Orifícios (mm)	5,00			
Área da zona perfurada (m²)	0,85			
Dados Operacionais		Tubuladura	Descrição	Diâmetro
Prato de Alimentação	55	A	Alimentação	2 ¹ / ₂ ''
Temperatura de Operação (ºC)	100,00	B	Descarga topo	10''
Pressão de Operação (bar)	7,00	C	Refluxo topo	10''
Velocidade de Operação (m/s)	0,50	D	Descarga fundo	4''
Velocidade de Inundação (m/s)	0,94	E	Refluxo fundo	4''
Material de Construção				
Torre	CS			
Pratos	SS-314			

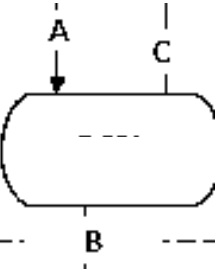
Equipamento: Coluna de Destilação	Designação:	Deisohexanizador		
	Número:	CD 803		
	Secção:	800		
	Função:	Separação de alguns isómeros C6 do produto		
	Descrição:	Coluna de Pratos Perfurados		
	Funcionamento:	Contínuo		
Dados de Construção		Esquema		
Diâmetro Interno da Coluna (m)	1,50			
Diâmetro Externo da Coluna (m)	1,52			
Espessura da Coluna (mm)	10,50			
Sob espessura de corrosão (mm)	3,00			
Altura da Coluna (m)	48,77			
Temperatura de Design (º C)	190,00			
Pressão de Design (bar)	5,00			
Características dos Pratos				
Tipo de Pratos	perfurados simples			
Número de Pratos Reais	80			
Número de Pratos Teóricos	57			
Eficiência dos Pratos	71%			
Número de Passagens pelos Pratos	1			
Espaçamento entre Pratos (m)	0,61			
Espessura do Prato (mm)	5,00			
Comprimento do Prato (m)	0,85			
Altura do Prato (mm)	50,00			
Diâmetro dos Orifícios (mm)	5,00			
Área da zona perfurada (m²)	1,42			
Dados Operacionais		Tubuladura	Descrição	Diâmetro
Prato de Alimentação	25	A	Alimentação	11"
Temperatura de Operação (ºC)	132,00	B	Descarga topo	30"
Pressão de Operação (bar)	2,15	C	Refluxo topo	30"
Velocidade de Operação do vapor (m/s)	1,05	D	Descarga lateral	4"
Velocidade de Inundação (m/s)	1,32	E	Refluxo lateral	4"
Material de Construção		F	Descarga fundo	3"
Torre	CS	G	Refluxo fundo	3"
Pratos	SS-314			

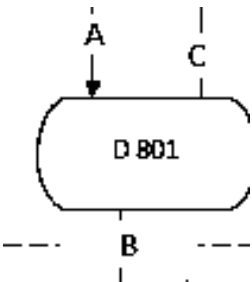
Equipamento: Coluna de Destilação	Designação:	Estabilizador		
	Número:	CD-801		
	Secção:	800		
	Função:	Remoção dos Gases Ácidos do Isomerado		
	Descrição:	Coluna de Pratos Perfurados		
	Funcionamento:	Contínuo		
Dados de Construção		Esquema		
Diâmetro Interno da Coluna (m)	4,13/4,32			
Diâmetro Externo da Coluna (m)	4,16/4,35			
Espessura da Coluna (mm)	10,50			
Sob espessura de corrosão (mm)	3,00			
Altura da Coluna (m)	19,30			
Temperatura de Design (º C)	150,00			
Pressão de Design (bar)	16,00			
Características dos Pratos				
Tipo de Pratos	perfurados simples			
Número de Pratos Reais	30			
Número de Pratos Teóricos	21			
Eficiência dos Pratos	71%			
Número de Passagens pelos Pratos	1			
Espaçamento entre Pratos (m)	0,61			
Espessura do Prato (mm)	5,00			
Comprimento do Prato (m)	3,25			
Altura do Prato (mm)	50,00			
Diâmetro dos Orifícios (mm)	5,00			
Área da zona perfurada (m²)	11,72			
Dados Operacionais		Tubuladura	Descrição	Diâmetro
Prato de Alimentação	16	A	Alimentação	2"
Temperatura de Operação (ºC)	113,00	B	Descarga topo	10"
Pressão de Operação (bar)	14,80	C	Refluxo topo	10"
Velocidade de Operação (m/s)	0,27	D	Descarga fundo	10"
Velocidade de Inundação (m/s)	0,33	E	Refluxo fundo	10"
Material de Construção				
Torre	KCS			
Pratos	SS-314			

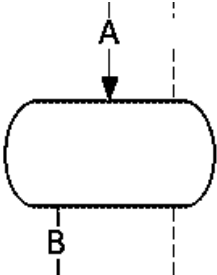
Equipamento:	Coluna de Absorção	
Designação:	DR-401	
Número	2	
Secção:	400	
Função:	Absorção de Impurezas	
Descrição:	Absorve impurezas da nafta química	
Funcionamento:	Contínuo	
Dados de Construção		
Volume (m^3)	2,49	
Diâmetro (m)	0,98	
Altura (m)	3,33	
C	0,43	
f	304,00	
Espessura dos pratos (mm)	1,00	
Sob espessura de corrosão (mm)	3,00	
Espessura da parede (mm)	6,32	
Pressão de Design (bar)	40,00	
Temperatura de Design (°C)	380,00	
Dados Operacionais		
Temperatura de Operação (°C)	68,00	
Pressão de Operação (bar)	20,00	
Estado Físico da Alimentação	Líquido	
Tempo de Residência (h ⁻¹)	20,00	
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
A	Alimentação	4"
B	Saída da mistura	4"
Material de Construção		
Coluna	CS	
Pratos de Suporte do Catalisador	SS-314	

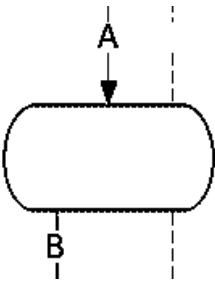
Equipamento:	Coluna de Absorção	
Designação:	DR-201	
Número	2	
Secção:	200	
Função:	Absorção de Impurezas	
Descrição:	Absorve impurezas do hidrogénio	
Funcionamento:	Contínuo	
Dados de Construção		
Volume (m ³)	0,88	
Diâmetro (m)	0,69	
Altura (m)	2,35	
C	0,43	
f	304,00	
Espessura da parede dos pratos (mm)	0,30	
Sob espessura de corrosão (mm)	3,00	
Espessura da parede (mm)	4,74	
Pressão de Design (bar)	40,00	
Temperatura de Design (°C)	380,00	
Dados Operacionais		
Temperatura de Operação (°C)	68,00	
Pressão de Operação (bar)	15,00	
Estado Físico da Alimentação	Gás	
Tempo de Residência (h ⁻¹)	20,00	
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
A	Alimentação	40"
B	Saída da mistura	40"
Material de Construção		
Coluna	KCS	
Pratos de Suporte do Catalisador	SS-314	

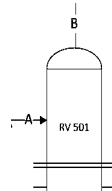
Equipamento:	Acumulador			
Designação:	D-301			
Número	1			
Secção:	300			
Função:	Acumulador da CD-301			
Descrição:	Acumulador de Isopentano			
Funcionamento:	Contínuo			
Dados Operacionais				
Quantidade (ton/h)	27,53	Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
T operação (°C)	60,17	A	Alimentação	4 ¹ / ₂ "
P operação(bar)	2,74	B	Saída	4 ¹ / ₂ "
Dados de Construção				
Volume (m ³)	5,95			
Diâmetro (m)	1,22			
Comprimento (m)	4,87			
Espessura (mm)	3,80			
Tipo	<i>Torispherical</i>			
Serviço de Vácuo	Sim			
T design (°C)	80,00			
P design (bar)	4,00			
Material de Construção				
CS				

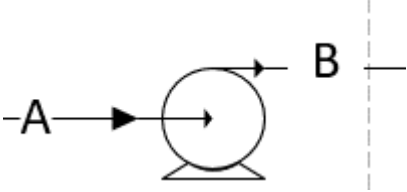
Equipamento:	Acumulador			
Designação:	D-601			
Número	1			
Secção:	600			
Função:	Separa o Fuel-Gás da Nafta Seca			
Descrição:	Acumulador disposto na vertical após unidade 400			
Funcionamento:	Contínuo			
Dados Operacionais				
Quantidade (ton/h)	14,36	Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
T operação (°C)	68,02	A	Alimentação	4"
P operação(bar)	6,08	B	Saída fundo	4"
Dados de Construção		C	Saída topo	2"
Volume (m ³)	4,01			
Diâmetro (m)	1,07			
Comprimento (m)	4,27			
Espessura (mm)	4,41			
Tipo	<i>Torispherical</i>			
Serviço de Vácuo	Sim			
T design (°C)	80,00			
P design (bar)	8,00			
Material de Construção				
CS				

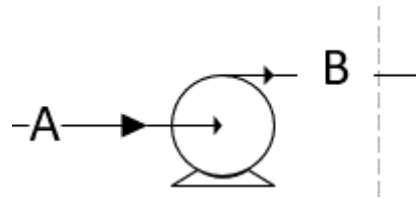
Equipamento:	Acumulador			
Designação:	D-801			
Número	1			
Secção:	800			
Função:	Acumulador da CD-801			
Descrição:	Acumulação de gases ácidos			
Funcionamento:	Contínuo			
Dados Operacionais				
Quantidade (ton/h)	13,23	Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
T operação (°C)	38,19	A	Alimentação	24"
P operação(bar)	14,80	B	Saída não condensáveis	2"
Dados de Construção		C	Saída condensáveis	20"
Volume (m ³)	2,91			
Diâmetro (m)	0,95			
Comprimento (m)	3,80			
Espessura (mm)	5,81			
Tipo	<i>Ellipsoidal head</i>			
Serviço de Vácuo	Sim			
T design (°C)	50,00			
P design (bar)	18,00			
Material de Construção				
KCS				

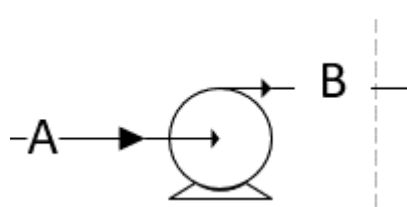
Equipamento:	Acumulador			
Designação:	D-802			
Número	1			
Secção:	800			
Função:	Acumulador da CD-802			
Descrição:	Acumulação da mistura de topo			
Funcionamento:	Contínuo			
Dados Operacionais				
Quantidade (ton/h)	18,17	Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
T operação (°C)	51,03	A	Alimentação	4"
P operação(bar)	2,05	B	Saída	4"
Dados de Construção				
Volume (m ³)	3,85			
Diâmetro (m)	1,05			
Comprimento (m)	4,21			
Espessura (mm)	3,69			
Tipo	<i>Torispherical</i>			
Serviço de Vácuo	Sim			
T design (°C)	60,00			
P design (bar)	4,00			
Material de Construção				
CS				

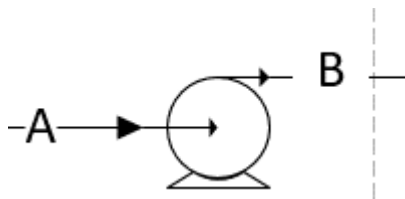
Equipamento:	Acumulador			
Designação:	D-803			
Número	1			
Secção:	800			
Função:	Acumulador da CD-803			
Descrição:	Acumulação da mistura de topo			
Funcionamento:	Contínuo			
Dados Operacionais				
Quantidade (ton/h)	31,45	Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
T operação (°C)	69,00	A	Alimentação	5"
P operação(bar)	1,30	B	Saída	5"
Dados de Construção				
Volume (m ³)	6,72			
Diâmetro (m)	1,27			
Comprimento (m)	5,07			
Espessura (mm)	3,63			
Tipo	<i>Torispherical</i>			
Serviço de Vácuo	Sim			
T design (°C)	80,00			
P design (bar)	3,00			
Material de Construção				
CS				

Equipamento	Revaporizador			Dados de Construção		
Designação	RV-501			Número de tubos	49	
Número	1			Diâmetro externo (mm)	16,00	
Secção	500			Espessura (mm)	2,00	
Função	Aquecimento da LSRN			Comprimento (m)	2,44	
Descrição	Aquecimento do produto para regeneração			Arranjo dos tubos	Triangular	
Funcionamento	Contínuo			Pitch (mm)	17,28	
		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)	246,93	
Fluído circulante		LSRN	VMP	Número de Chicanas (m)	24	
Caudal	ton/h	0,94	0,42	Espaçamento entre chicanas (m)	0,01	
Estado Físico		Líquido	Gás	Pressão de Design (bar)	7	
Densidade	Kg/m ³	590,93	5,95	Material (tubos/carcaça)	CS/CS	
Viscosidade	Kg/m. s	2,10E-04	2,17E-07	<div>Esquema</div> 		
Condutividade Térmica	Kcal/m.h. °C					
Calor Específico	cal/Kg. °C					
Temperatura de Entrada	°C	37,00	190,00			
Temperatura de Saída	°C	120,00	190,00			
Pressão de Operação	bar	12,91	13,01			
ΔP	bar	0,56	0,94			
Número de passagens		8	1			
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	Tubuladura	Descrição	Diâmetro
Q	KW	242,50		A	Entrada nos tubos	3/4"''
U (limpo)	W/m ² .°C	900,00		B	Saída dos tubos	3/4"''
U (sujo)	W/m ² .°C	640,00				

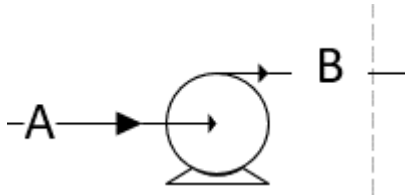
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-301	
Número			1	
Secção			300	
Tipo de Bomba			Bomba de 1 estágio com altas rotações	
Função			Bombear LSRN fresca	
Descrição			Bombeia a nafta proveniente do tanque para a DIP	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	138,93
			Pressão de vapor (bar)	1,00E-03
Velocidade de sucção (m/s)		1,10	NPSH disponível	133,16
Velocidade de descarga (m/s)		1,80	NPSH teórico	139,82
Caudal volumétrico (m³/h)		17,79	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)		603,24	Esquema	
ΔP total		3,71		
Eficiência total (%)		45		
Potência (KW)		4,08		
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	6,40	8,21		
Temperatura (°C)	21,00	21,00		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	3"		
B	Descarga	2 1/2"		

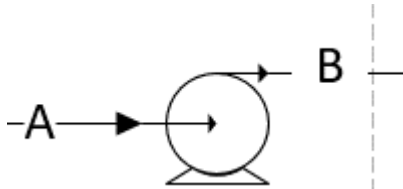
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-302	
Número			1	
Secção			300	
Tipo de Bomba			Bomba com 1 estágio a 3500 rpm	
Função			Bombear LSRN	
Descrição			Bombeia a mistura rica em Isopentano que sai no topo da DIP	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	54,78
			Pressão de vapor (bar)	2,68
Velocidade de sucção (m/s)	1,40		NPSH disponível	49,32
Velocidade de descarga (m/s)	1,70		NPSH teórico	51,79
Caudal volumétrico (m³/h)	51,70		Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)	532,55		Esquema 	
ΔP total	0,12			
Eficiência total (%)	45			
Potência (KW)	0,37			
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	2,74	2,86		
Temperatura (°C)	60,17	60,17		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	4 ¹ / ₂ "		
B	Descarga	4"		

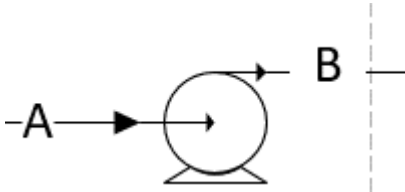
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-303	
Número			1	
Secção			300	
Tipo de Bomba			Bomba com 1 estágio a 3500 rpm	
Função			Bombear LSRN	
Descrição			Bombeia a mistura que sai no fundo da DIP	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	110,03
			Pressão de vapor (bar)	4,39E-11
Velocidade de sucção (m/s)	1,30		NPSH disponível	59,35
Velocidade de descarga (m/s)	2,20		NPSH teórico	62,32
Caudal volumétrico (m³/h)	67,26		Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)	542,61		Esquema 	
ΔP total	2,72			
Eficiência total (%)	45			
Potência (KW)	11,29			
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	3,13	5,85		
Temperatura (°C)	86,07	86,07		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	5"		
B	Descarga	4"		

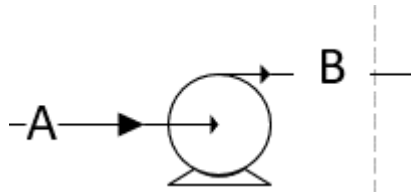
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-304	
Número			1	
Secção			300	
Tipo de Bomba			Bomba com 1 estágio a 3500 rpm	
Função			Bombear LSRN	
Descrição			Bombeia a mistura que sai no fundo do Kettle da DIP	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	381,53
			Pressão de vapor (bar)	1E-03
Velocidade de sucção (m/s)		1,30	NPSH disponível	43,82
Velocidade de descarga (m/s)		2,20	NPSH teórico	46,01
Caudal volumétrico (m³/h)		67,26	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)		542,61	Esquema 	
ΔP total		0,29		
Eficiência total (%)		45		
Potência (KW)		1,20		
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	2,02	20,29		
Temperatura (°C)	93,72	93,72		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	5"		
B	Descarga	4"		

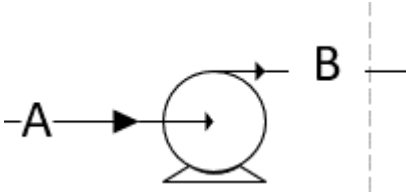
Equipamento		Bomba centrífuga	
Designação		P-801	
Número		1	
Secção		800	
Tipo de Bomba		Bomba com 1 estágio a 3500 rpm	
Função		Bombear LSRN	
Descrição		Bombeia a mistura que sai no fundo do Estabilizador	
Funcionamento		Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção
Tipo		Horizontal	
Características da Bomba		Altura Manométrica (m)	358,86
		Pressão de vapor (bar)	10,17
Velocidade de sucção (m/s)	1,30	NPSH disponível	113,28
Velocidade de descarga (m/s)	2,20	NPSH teórico	118,94
Caudal volumétrico (m³/h)	453,70	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)	445,30	Esquema	
ΔP total	0,57		
Eficiência total (%)	80		
Potência (KW)	8,98		
Condições Operatórias			
	Sucção	Descarga	
Pressão (bar)	15,09	15,66	
Temperatura (°C)	163,49	163,49	
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro	
A	Sucção	14"	
B	Descarga	10"	

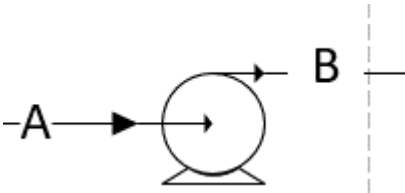
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-802	
Número			1	
Secção			800	
Tipo de Bomba			Bomba Multi-estágio	
Função			Bombear Gases ácidos	
Descrição			Bombeia a mistura que sai no topo do Estabilizador	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	271,63
			Pressão de vapor (bar)	11,05
Velocidade de sucção (m/s)		1,30	NPSH disponível	84,09
Velocidade de descarga (m/s)		2,20	NPSH teórico	88,30
Caudal volumétrico (m³/h)		10,07	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)		576,20	Esquema	
ΔP total		0,54		
Eficiência total (%)		45		
Potência (KW)		0,33		
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	14,72	15,34		
Temperatura (°C)	38,19	38,19		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	2 ¹ / ₂ "		
B	Descarga	2"		

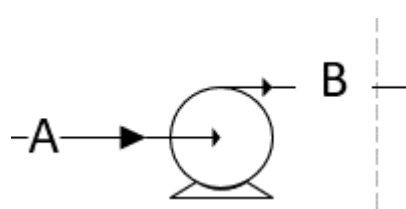
Equipamento		Bomba centrífuga		
Designação		P-803		
Número		1		
Secção		800		
Tipo de Bomba		Bomba com 1 estágio a 3500 rpm		
Função		Bombear LSRN		
Descrição		Bombeia a mistura que sai no fundo do Despentanizador		
Funcionamento		Contínuo		
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba		Altura Manométrica (m)	60,70	
		Pressão de vapor (bar)	1,92	
Velocidade de sucção (m/s)	1,00	NPSH disponível	33,59	
Velocidade de descarga (m/s)	1,70	NPSH teórico	35,27	
Caudal volumétrico (m³/h)	52,29	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS	
ρ (kg/m³)	551,76	Esquema 		
ΔP total	1,13			
Eficiência total (%)	45			
Potência (KW)	3,65			
Condições Operatórias				
	Sucção			Descarga
Pressão (bar)	2,39			3,28
Temperatura (°C)	97,95	97,95		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	5"		
B	Descarga	4"		

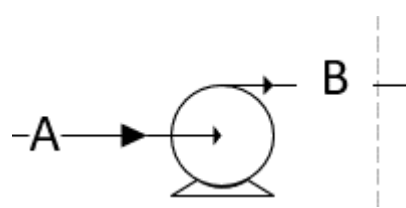
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-804	
Número			1	
Secção			800	
Tipo de Bomba			Bomba com 1 estágio a 3500 rpm	
Função			Bombear LSRN	
Descrição			Bombeia a mistura que sai no topo do Despentanizador	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	45,26
			Pressão de vapor (bar)	1,99
Velocidade de sucção (m/s)	1,10		NPSH disponível	24,11
Velocidade de descarga (m/s)	2,00		NPSH teórico	25,32
Caudal volumétrico (m³/h)	33,46		Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)	543,04		Esquema	
ΔP total	0,36			
Eficiência total (%)	45			
Potência (KW)	0,74			
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	2,05	2,41		
Temperatura (°C)	51,03	51,03		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	4"		
B	Descarga	3"		

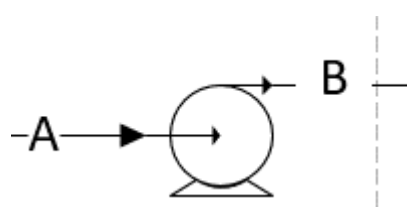
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-805	
Número			1	
Secção			800	
Tipo de Bomba			Bomba com 1 estágio a 3500 rpm	
Função			Bombear LSRN	
Descrição			Bombeia a mistura que sai no fundo do DIH	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	71,06
			Pressão de vapor (bar)	1,37
Velocidade de sucção (m/s)		1,10	NPSH disponível	4,87
Velocidade de descarga (m/s)		2,70	NPSH teórico	5,11
Caudal volumétrico (m³/h)		17,94	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)		566,25	Esquema 	
ΔP total		2,33		
Eficiência total (%)		45		
Potência (KW)		2,58		
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	1,61	3,94		
Temperatura (°C)	91,00	91,00		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	3"		
B	Descarga	2"		

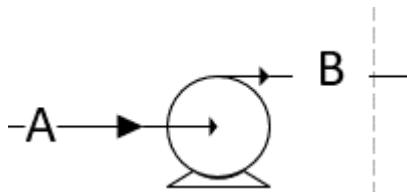
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-806	
Número			1	
Secção			800	
Tipo de Bomba			Bomba Multi-estágio	
Função			Bombear LSRN	
Descrição			Bombeia as misturas de topo e de fundo do DIH	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	146,84
			Pressão de vapor (bar)	1,40
Velocidade de sucção (m/s)		1,05	NPSH disponível	1,77
Velocidade de descarga (m/s)		2,50	NPSH teórico	1,86
Caudal volumétrico (m³/h)		12,03	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)		567,45	Esquema 	
ΔP total		3,17		
Eficiência total (%)		45		
Potência (KW)		2,35		
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	1,61	8,17		
Temperatura (°C)	85,50	85,50		
Tubuladuras		Descrição	Diâmetro	
A		Sucção	2 ¹ / ₂ "	
B		Descarga	1 ¹ / ₂ "	

Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-807	
Número			1	
Secção			800	
Tipo de Bomba			Bomba com 1 estágio a 3500 rpm	
Função			Bombear LSRN	
Descrição			Bombeia a mistura lateral do DIH	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	39,09
			Pressão de vapor (bar)	1,29
Velocidade de sucção (m/s)		1,80	NPSH disponível	34,87
Velocidade de descarga (m/s)		2,70	NPSH teórico	36,61
Caudal volumétrico (m³/h)		24,26	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)		566,32	Esquema	
ΔP total		0,67		
Eficiência total (%)		45		
Potência (KW)		1,00		
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	1,50	2,17		
Temperatura (°C)	86,00	86,00		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	4 ¹ / ₂ "		
B	Descarga	4"		

Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-808	
Número			1	
Secção			800	
Tipo de Bomba			Bomba Multi-estágio	
Função			Bombear LSRN	
Descrição			Bombeia a mistura de fundo do Kettle lateral do DIH	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	418,78
			Pressão de vapor (bar)	1,33
Velocidade de sucção (m/s)		1,10	NPSH disponível	5,48
Velocidade de descarga (m/s)		2,20	NPSH teórico	5,75
Caudal volumétrico (m³/h)		8,04	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)		564,29	Esquema 	
ΔP total		3,16		
Eficiência total (%)		45		
Potência (KW)		1,57		
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	1,63	23,16		
Temperatura (°C)	87,00	87,00		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	2"		
B	Descarga	1 1/4"		

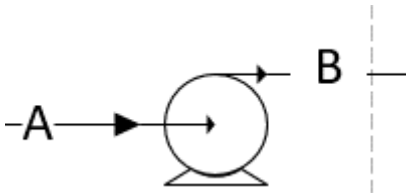
Equipamento			Bomba centrífuga		
Designação			P-809		
Número			1		
Secção			800		
Tipo de Bomba			Bomba com 1 estágio a 3500 rpm		
Função			Bombear LSRN		
Descrição			Bombeia a mistura de topo do DIH		
Funcionamento			Contínuo		
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção		
Tipo		Horizontal			
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	38,60	
			Pressão de vapor (bar)	1,04	
Velocidade de sucção (m/s)		1,10	NPSH disponível	52,76	
Velocidade de descarga (m/s)		3,10	NPSH teórico	55,40	
Caudal volumétrico (m³/h)		54,91	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS	
ρ (kg/m³)		572,69	Esquema		
ΔP total		0,87			
Eficiência total (%)		45			
Potência (KW)		2,94			
Condições Operatórias					
	Sucção	Descarga			
Pressão (bar)	1,30	2,17			
Temperatura (°C)		69,00			
Tubuladuras		Descrição			Diâmetro
A	Sucção	5"			
B	Descarga	3"			

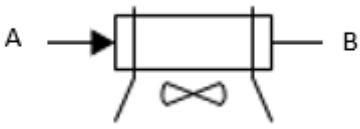
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-810	
Número			1	
Secção			800	
Tipo de Bomba			Bomba de 1 estágio com altas rotações	
Função			Bombear LSRN	
Descrição			Bombeia o produto para o tanque	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	126,21
			Pressão de vapor (bar)	0,00
Velocidade de sucção (m/s)		1,10	NPSH disponível	130,36
Velocidade de descarga (m/s)		2,55	NPSH teórico	136,87
Caudal volumétrico (m³/h)		18,21	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)		590,93	Esquema	
ΔP total		3,31		
Eficiência total (%)		45		
Potência (KW)		3,72		
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	7,21	7,31		
Temperatura (°C)	37,00	37,00		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	3"		
B	Descarga	2"		

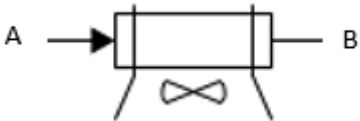
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-501	
Número			1	
Secção			500	
Tipo de Bomba			Bomba Multi-estágio	
Função			Bombear LSRN	
Descrição			Bombeia o produto para a unidade de regeneração	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	222,68
			Pressão de vapor (bar)	1,00E-03
Velocidade de sucção (m/s)		1,20	NPSH disponível	127,42
Velocidade de descarga (m/s)		2,20	NPSH teórico	133,79
Caudal volumétrico (m³/h)		1,59	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)		591,67	Esquema 	
ΔP total		8,77		
Eficiência total (%)		45		
Potência (KW)		0,86		
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	7,28	12,91		
Temperatura (°C)	37,00	37,00		
Tubuladuras		Descrição	Diâmetro	
A		Sucção	3/4"	
B		Descarga	1/2"	

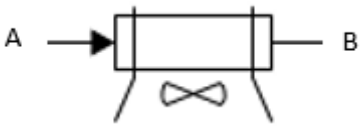
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-901	
Número			1	
Secção			900	
Tipo de Bomba			Bomba Multi-estágio	
Função			Bombear soda cáustica	
Descrição			Bombeia soda cáustica para o topo da CS-801	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	121,01
			Pressão de vapor (bar)	1,00E-03
Velocidade de sucção (m/s)		1,30	NPSH disponível	88,20
Velocidade de descarga (m/s)		1,60	NPSH teórico	92,61
Caudal volumétrico (m³/h)		0,50	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)		715,49	Esquema	
ΔP total		2,31		
Eficiência total (%)		45		
Potência (KW)		0,07		
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	6,18	8,49		
Temperatura (°C)		38,00	38,00	
Tubuladuras		Descrição	Diâmetro	
A		Sucção	3/4"	
B		Descarga	3/7"	

Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-601	
Número			1	
Secção			600	
Tipo de Bomba			Bomba de 1 estágio com altas rotações	
Função			Bombear LSRN	
Descrição			Bombeia a nafta que sai pelo fundo do D-601	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	255,46
			Pressão de vapor (bar)	3,10E-01
Velocidade de sucção (m/s)		0,80	NPSH disponível	98,51
Velocidade de descarga (m/s)		2,10	NPSH teórico	103,44
Caudal volumétrico (m³/h)		24,06	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)		597,07	Esquema	
ΔP total		0,23		
Eficiência total (%)		45		
Potência (KW)		0,34		
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	6,08	14,95		
Temperatura (°C)		38,00	38,00	
Tubuladuras		Descrição	Diâmetro	
A		Sucção	4"	
B		Descarga	2 ¹ / ₂ "	

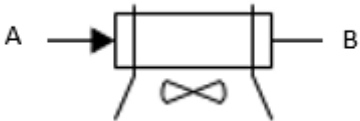


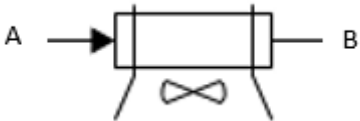
Equipamento	Aero-arrefecedor			
Designação	AC-301			
Número	1			
Secção	300			
Função	Condensação de LSRN			
Descrição	Condensação da mistura rica em Isopentano proveniente do topo da DIP			
Funcionamento	Contínuo			
Parâmetros Operacionais			Dados de Construção	
	Tubos	Ventoinha	Número de Ventoinhas	2
Estado Físico à Entrada do Equipamento	Gás	Gás	Disposição das ventoinhas	Paralelo
Quantidade (ton/h)	27,53	-	Potência por ventoinha (KW)	22,10
Calor trocado (MW)	-2,45		Comprimento de cada ventoinha (m)	3,96
Temperatura de Entrada (°C)	60,52	29,00	Número de Tubos	152
Temperatura de Saída (°C)	60,17	36,67	Comprimento dos Tubos (m)	9,64
Pressão de Operação (bar)	2,74	1,01	Espessura dos Tubos (mm)	2,00
Queda de Pressão (bar)	-	1,60E-03	Número de Chicanas	2
Resistência por incrustações (m.h. °C/Kcal)	1,40E-03	-	Área total do permutador (m²)	58,00
U (W/m².°C)	554,00		<div>Esquema</div> <div></div>	
Velocidade superficial (m/s)	-	3,87		
Material				
Ventoinhas	CS			
Carcaça	CS			
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Entrada	4 ¹ / ₂ "		
B	Saída	4 ¹ / ₂ "		

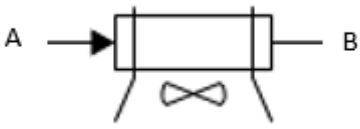
Equipamento	Aero-arrefecedor			
Designação	AC-701			
Número	1			
Secção	700			
Função	Arrefecimento de LSRN			
Descrição	Arrefecimento da LSRN para dar entrada no Reator R-701 A			
Funcionamento	Contínuo			
Parâmetros Operacionais			Dados de Construção	
	Tubos	Ventoinha	Número de Ventoinhas	2
Estado Físico à Entrada do Equipamento	Gás	Gás	Disposição das ventoinhas	Paralelo
Quantidade (ton/h)	21,82	-	Potência por ventoinha (KW)	9,90
Calor trocado (MW)	-3,55		Comprimento de cada ventoinha (m)	2,74
Temperatura de Entrada (°C)	306	29,00	Número de Tubos	103
Temperatura de Saída (°C)	120	62,53	Comprimento dos Tubos (m)	6,52
Pressão de Operação (bar)	31,4	1,01	Espessura dos Tubos (mm)	2,00
Queda de Pressão (bar)	-	1,60E-03	Número de Chicanas	2
Resistência por incrustações (m.h. °C/Kcal)	1,40E-03	-	Área total do permutador (m²)	29,00
U (W/m².°C)	554,00		<div>Esquema</div> <div></div>	
Velocidade superficial (m/s)	-	3,79		
Material				
Ventoinhas	CS			
Carcaça	CS			
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Entrada	22"		
B	Saída	22"		

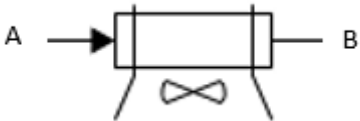
Equipamento	Aero-arrefecedor			
Designação	AC-801			
Número	1			
Secção	800			
Função	Arrefecimento de Gás Ácido			
Descrição	Arrefecimento do gás ácido que sai no topo do Estabilizador			
Funcionamento	Contínuo			
Parâmetros Operacionais			Dados de Construção	
	Tubos	Ventoinha	Número de Ventoinhas	2
Estado Físico à Entrada do Equipamento	Gás	Gás	Disposição das ventoinhas	Paralelo
Quantidade (ton/h)	13,23	-	Potência por ventoinha (KW)	6,00
Calor trocado (MW)	-0,53		Comprimento de cada ventoinha (m)	2,13
Temperatura de Entrada (°C)	78	29,00	Número de Tubos	79
Temperatura de Saída (°C)	40	33,67	Comprimento dos Tubos (m)	5,00
Pressão de Operação (bar)	14,8	1,01	Espessura dos Tubos (mm)	2,00
Queda de Pressão (bar)	-	1,60E-03	Número de Chicanas	2
Resistência por incrustações (m.h. °C/Kcal)	-	-	Área total do permutador (m²)	19,00
U (W/m².°C)	554,00		<div>Esquema</div> <div></div>	
Velocidade superficial (m/s)	-	3,88		
Material				
Ventoinhas	CS			
Carcaça	CS			
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Entrada	1 1/4"		
B	Saída	1 1/4"		

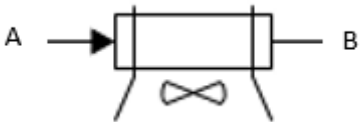
”

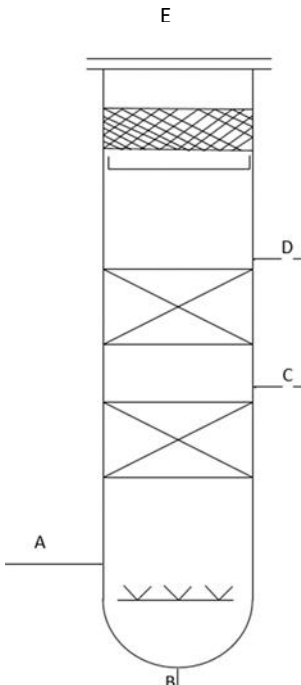
Equipamento	Aero-arrefecedor			
Designação	AC-802			
Número	1			
Secção	800			
Função	Condensação de LSRN			
Descrição	Condensação da nafta rica em n-pentanos que sai no topo da DP			
Funcionamento	Contínuo			
Parâmetros Operacionais			Dados de Construção	
	Tubos	Ventoinha	Número de Ventoinhas	2
Estado Físico à Entrada do Equipamento	Gás	Gás	Disposição das ventoinhas	Paralelo
Quantidade (ton/h)	18,17	-	Potência por ventoinha (KW)	20,20
Calor trocado (MW)	-1,67		Comprimento de cada ventoinha (m)	3,96
Temperatura de Entrada (°C)	51,68	29,00	Número de Tubos	145
Temperatura de Saída (°C)	51,03	33,69	Comprimento dos Tubos (m)	9,20
Pressão de Operação (bar)	2,05	1,01	Espessura dos Tubos (mm)	2,00
Queda de Pressão (bar)	-	1,60E-03	Número de Chicanas	2
Resistência por incrustações (m.h. °C/Kcal)	-	-	Área total do permutador (m²)	54,00
U (W/m².°C)	554,00		<div>Esquema</div> <div></div>	
Velocidade superficial (m/s)	-	3,88		
Material				
Ventoinhas	CS			
Carcaça	CS			
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Entrada	4"		
B	Saída	4"		

Equipamento	Aero-arrefecedor			
Designação	AC-803			
Número	1			
Secção	800			
Função	Condensação de LSRN			
Descrição	Condensação da nafta que sai no topo da DIH			
Funcionamento	Contínuo			
Parâmetros Operacionais			Dados de Construção	
	Tubos	Ventoinha	Número de Ventoinhas	6
Estado Físico à Entrada do Equipamento	Gás	Gás	Disposição das ventoinhas	Paralelo
Quantidade (ton/h)	31,45	-	Potência por ventoinha (KW)	28,90
Calor trocado (MW)	-2,91		Comprimento de cada ventoinha (m)	4,88
Temperatura de Entrada (°C)	76,00	29,00	Número de Tubos	173
Temperatura de Saída (°C)	69,00	36,70	Comprimento dos Tubos (m)	11,01
Pressão de Operação (bar)	1,30	1,01	Espessura dos Tubos (mm)	2,00
Queda de Pressão (bar)	-	1,60E-03	Número de Chicanas	2
Resistência por incrustações (m.h. °C/Kcal)	-	-	Área total do permutador (m²)	222,00
U (W/m².°C)	554,00		<div>Esquema</div> <div></div>	
Velocidade superficial (m/s)	-	3,87		
Material				
Ventoinhas	CS			
Carcaça	CS			
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Entrada	5"		
B	Saída	5"		

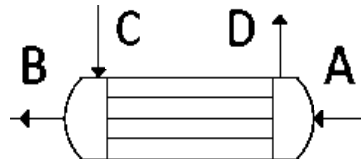
Equipamento	Aero-arrefecedor			
Designação	AC-804			
Número	1			
Secção	800			
Função	Arrefecimento de LSRN			
Descrição	Arrefecimento da nafta que sai que sai na lateral da DIH			
Funcionamento	Contínuo			
Parâmetros Operacionais			Dados de Construção	
	Tubos	Ventoinha	Número de Ventoinhas	2
Estado Físico à Entrada do Equipamento	Líquido	Gás	Disposição das ventoinhas	Paralelo
Quantidade (ton/h)	4,53	-	Potência por ventoinha (KW)	0,70
Calor trocado (MW)	-0,06		Comprimento de cada ventoinha (m)	0,61
Temperatura de Entrada (°C)	87,00	29,00	Número de Tubos	27
Temperatura de Saída (°C)	68,00	39,53	Comprimento dos Tubos (m)	1,73
Pressão de Operação (bar)	23,16	1,01	Espessura dos Tubos (mm)	2,00
Queda de Pressão (bar)	-	1,60E-03	Número de Chicanas	2
Resistência por incrustações (m.h. °C/Kcal)	-	-	Área total do permutador (m²)	4,00
U (W/m².°C)	554,00		Esquema 	
Velocidade superficial (m/s)	-	3,86		
Material				
Ventoinhas	CS			
Carcaça	CS			
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Entrada	1 1/4"		
B	Saída	1 1/4"		


Equipamento	Aero-arrefecedor			
Designação	AC-805			
Número	1			
Secção	800			
Função	Arrefecimento de LSRN			
Descrição	Pré-arrefecimento do produto para ser enviado para armazenamento			
Funcionamento	Contínuo			
Parâmetros Operacionais			Dados de Construção	
	Tubos	Ventoinha	Número de Ventoinhas	2
Estado Físico à Entrada do Equipamento	Líquido	Gás	Disposição das ventoinhas	Paralelo
Quantidade (ton/h)	10,76	-	Potência por ventoinha (KW)	3,50
Calor trocado (MW)	-0,16		Comprimento de cada ventoinha (m)	1,52
Temperatura de Entrada (°C)	58,02	29,00	Número de Tubos	60
Temperatura de Saída (°C)	37,00	30,92	Comprimento dos Tubos (m)	3,82
Pressão de Operação (bar)	2,59	1,01	Espessura dos Tubos (mm)	2,00
Queda de Pressão (bar)	-	1,60E-03	Número de Chicanas	2
Resistência por incrustações (m.h. °C/Kcal)	-	-	Área total do permutador (m²)	12,00
U (W/m².°C)	554,00		<div>Esquema</div> 	
Velocidade superficial (m/s)	-	3,89		
Material				
Ventoinhas	CS			
Carcaça	CS			
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Entrada	3"		
B	Saída	3"		

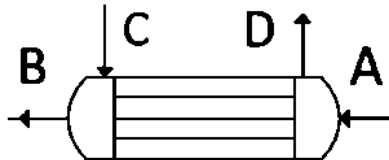
Equipamento	Aero-arrefecedor			
Designação	AC-601			
Número	1			
Secção	600			
Função	Arrefecimento de LSRN			
Descrição	Arrefecimento da nafta que sai da unidade de secagem			
Funcionamento	Contínuo			
Parâmetros Operacionais			Dados de Construção	
	Tubos	Ventoinha	Número de Ventoinhas	2
Estado Físico à Entrada do Equipamento	Líquido	Gás	Disposição das ventoinhas	Paralelo
Quantidade (ton/h)	14,36	-	Potência por ventoinha (KW)	4,30
Calor trocado (MW)	-0,28		Comprimento de cada ventoinha (m)	1,83
Temperatura de Entrada (°C)	68,02	29,00	Número de Tubos	67
Temperatura de Saída (°C)	38,00	33,20	Comprimento dos Tubos (m)	4,24
Pressão de Operação (bar)	19,89	1,01	Espessura dos Tubos (mm)	2,00
Queda de Pressão (bar)	-	1,60E-03	Número de Chicanas	2
Resistência por incrustações (m.h. °C/Kcal)	-	-	Área total do permutador (m²)	14,00
U (W/m².°C)	554,00		Esquema	
Velocidade superficial (m/s)	-	3,88		
Material				
Ventoinhas	CS			
Carcaça	CS			
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Entrada	4"		
B	Saída	4"		

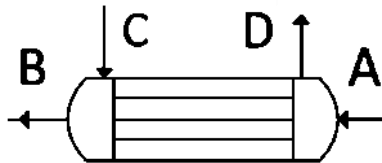
Equipamento:	Coluna de Lavagem	
Designação:	CS-901	
Número	1	
Secção:	900	
Função:	Neutralização dos gases ácidos	
Descrição:	Coluna de lavagem de soda cáustica com 2 leitos de C.A.	
Funcionamento:	Contínuo	
Dados de Construção		
Volume (m^3)	0,93	
Diâmetro (m)	0,60	
Altura (m)	3,00	
C	0,43	
f	304,00	
Espessura da parede dos pratos (mm)	2,24	
Corrosão (mm)	3,00	
Espessura da parede (mm)	4,00	
Pressão de Design (bar)	10,00	
Temperatura de Design (°C)	45,00	
Dados Operacionais		
Temperatura de Operação (°C)	38,00	
Pressão de Operação (bar)	6,18	
ΔP (bar)	0,02	
H leito de carvão ativado (m)	0,51	
Velocidade superficial (m/s)	0,01	
Re	9,18E+03	
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
A	Alimentação Gás ácido	20"
B	Saída de das cáustica	10"
C	Entrada de soda cáustica	3/4"
D	Entrada de soda cáustica	3/4"
E	Saída de gás	20"

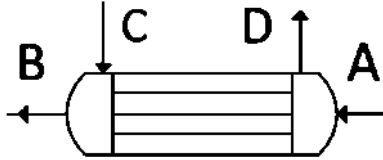
Caso de Estudo II

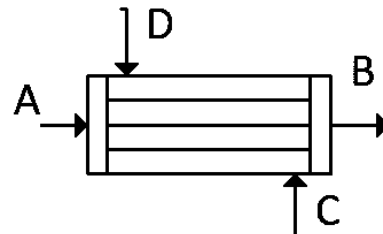
Equipamento		Permutador		Dados de Construção		
Designação		E-301		Número de tubos		338
Número		1		Diâmetro externo (mm)		20,00
Secção		300		Espessura (mm)		2,60
Função		Aquecimento da LSRN		Comprimento (m)		7,33
Descrição		Troca de calor entre misturas de hidrocarbonetos		Arranjo dos tubos		Triangular
Funcionamento		Contínuo		Pitch (mm)		25,00
Fluído circulante		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		595,47
		LSRN fresca	Fundo da DIP	Número de Chicanas		30,00
Caudal	ton/h	32,39	32,00	Espaçamento entre chicanas (m)		0,24
Estado Físico		Líquido	Líquido	Pressão de Design (bar)		25,00
Densidade	Kg/m³	646,66	604,49	Material (tubos/carcaça)		CS/CS
Viscosidade	Kg/m. s	2,81E-04	1,92E-04			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,11	0,09			
Calor Específico	J/Kg.K	2145,46	2613,01			
1Temperatura de Entrada	°C	21,00	101,57			
Temperatura de Saída	°C	58,40	68,00			
Pressão de Operação	bar	6,43	20,16			
ΔP	bar	0,58	7,49E-04			
Número de passagens		1	6			
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	Tubuladura	Descrição	Diâmetro
Q	KW	769,17		A	Entrada nos tubos	4"
				B	Saída dos tubos	4"
U (limpo)	W/m.h. °C	400,00		C	Entrada na Carcaça	6"
U (sujo)	W/m.h. °C	397,00		D	Saída da Carcaça	6"

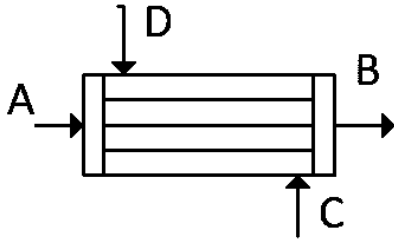
Equipamento		Permutador		Dados de Construção		
Designação	E-302		Número de tubos		68	
Número	1		Diâmetro externo (mm)		25,00	
Secção	300		Espessura (mm)		2,00	
Função	Aquecimento da LSRN		Comprimento (m)		2,44	
Descrição	Aquecimento da LSRN fresca com VBP		Arranjo dos tubos		Triangular	
Funcionamento	Contínuo		Pitch (mm)		35,00	
Fluído circulante		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		326,27
		LSRN fresca	VBP	Número de Chicanas		18
Caudal	ton/h	32,39	1,01	Espaçamento entre chicanas (m)		0,13
Estado Físico		Líquido	Gás	Pressão de Design (bar)		25,00
Densidade	Kg/m ³	566,82	0,81	Material (tubos/carcaça)		CS/CS
Viscosidade	Kg/m. s	2,00E-04	1,87E-04			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,10	0,03			
Calor Específico	J/Kg.K	2364,29	1943,94			
Temperatura de Entrada	°C	58,40	150,00			
Temperatura de Saída	°C	66,00	150,00			
Pressão de Operação	Bar	5,57	2,58			
ΔP	Bar	0,67	0,40			
Número de passagens		1	2	Tubuladura	Descrição	Diâmetro
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	A	Entrada nos tubos	4"
Q	KW	627,78		B	Saída dos tubos	4"
U (limpo)	W/m.h. °C	900,00		C	Entrada na Carcaça	16"
U (sujo)	W/m.h. °C	554,00		D	Saída da Carcaça	16"

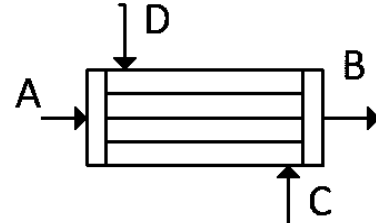
Equipamento		Permutador		Dados de Construção		
Designação	E-701		Número de tubos		176	
Número	1		Diâmetro externo (mm)		25,00	
Secção	700		Espessura (mm)		2,00	
Função	Aquecimento da Nafta com Hidrogénio		Comprimento (m)		7,33	
Descrição	Aquecimento da Alimentação do R-701		Arranjo dos tubos		Triangular	
Funcionamento	Contínuo		Pitch (mm)		60,00	
Fluído. Circulante		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		491,11
		LSRN	VAP	Número de Chicanas		36,00
Caudal	ton/h	77,57	45,89	Espaçamento entre chicanas (m)		0,20
Estado Físico		Misto	Gás	Pressão de Design (bar)		70,00
Densidade	Kg/m ³	18,11	21,15	Material (tubos/carcaça)		KCS/KCS
Viscosidade	Kg/m. s	2,08E-04	2,69E-05			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,10	0,07			
Calor Específico	J/Kg.K	2273,18	2367,90			
Temperatura de Entrada	°C	40,22	450,00			
Temperatura de Saída	°C	265,87	450,00			
Pressão de Operação	Bar	15,00	66,71			
ΔP	Bar	0,42	0,53			
Número de passagens		1	1	Tubuladura	Descrição	Diâmetro
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	A	Entrada nos tubos	22"
Q	KW	18272,22		B	Saída dos tubos	22"
U (limpo)	W/m.h. °C	900,00		C	Entrada na Carcaça	28"
U (sujo)	W/m.h. °C	640,00		D	Saída da Carcaça	28"

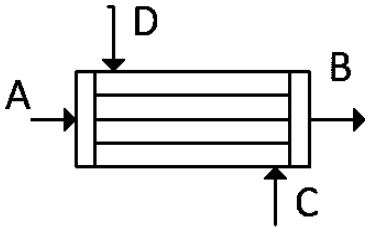
Equipamento	Permutador			Dados de Construção		
Designação	E-805			Número de tubos		636
Número	1			Diâmetro externo (mm)		20,00
Secção	800			Espessura (mm)		2,00
Função	Aquecimento da mistura de hidrocarbonetos			Comprimento (m)		7,33
Descrição	Aquecimento da alimentação da CD-803			Arranjo dos tubos		Triangular
Funcionamento	Contínuo			Pitch (mm)		40,00
Fluído circulante		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		714,39
		LSRN	VBP	Número de Chicanas		25,00
Caudal	ton/h	38,86	9,13	Espaçamento entre chicanas (m)		0,29
Estado Físico		Misto	Gás	Pressão de Design (bar)		4,00
Densidade	Kg/m ³	6,06	0,81	Material (tubos/carcaça)		CS/CS
Viscosidade	Kg/m. s	9,05E-06	1,45E-05			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,09	0,03			
Calor Específico	J/Kg.K	2564,60	1943,94			
Temperatura de Entrada	°C	90,61	150,00			
Temperatura de Saída	°C	132,00	150,00			
Pressão de Operação	Bar	2,15	1,57			
ΔP	Bar	0,06	0,82			
Número de passagens		1	1			
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	A	Entrada nos tubos	46"
Q	KW	5629,80		B	Saída dos tubos	46"
U (limpo)	W/m.h. °C	900,00		C	Entrada na Carcaça	2"
U (sujo)	W/m.h. °C	554,00		D	Saída da Carcaça	2"

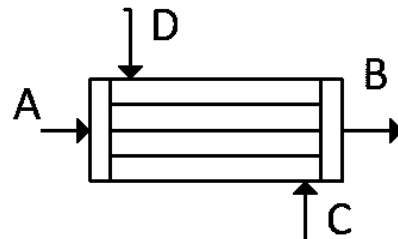
Equipamento	Permutador			Dados de Construção		
Designação	E-809			Número de tubos		48
Número	1			Diâmetro externo (m)		30,00
Secção	800			Espessura (mm)		2,00
Função	Aquecimento da mistura de hidrocarbonetos			Comprimento (m)		2,44
Descrição	Aquecimento do topo da CD-802			Arranjo dos tubos		Triangular
Funcionamento	Contínuo			Pitch (mm)		45,00
Fluído circulante		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		340,06
		LSRN	VBP	Número de Chicanas		17
Caudal	ton/h	4,88	0,82	Espaçamento entre chicanas (m)		0,14
Estado Físico		Misto	Gás	Pressão de Design (bar)		4,00
Densidade	Kg/m³	5,69	0,81	Material (tubos/carcaça)		CS/CS
Viscosidade	Kg/m. s	8,32E-06	1,45E-05			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,06	0,03			
Calor Específico	J/Kg.K	2511,99	1943,94			
Temperatura de Entrada	°C	57,13	150,00			
Temperatura de Saída	°C	78,76	150,00			
Pressão de Operação	Bar	2,06	2,58			
ΔP	Bar	0,09	0,06			
Número de passagens		2	1			
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	Tubuladura	Descrição	Diâmetro
Q	KW	507,77		A	Entrada nos tubos	16"
U (limpo)	W/m.h. °C	900,00		B	Saída dos tubos	16"
U (sujo)	W/m.h. °C	554,00		C	Entrada na Carcaça	14"
				D	Saída da Carcaça	14"

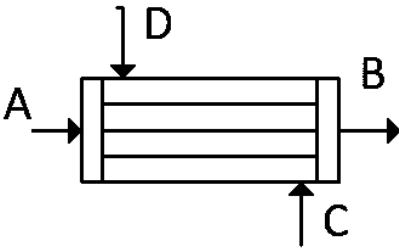
Equipamento	Permutador			Dados de Construção		
Designação	E-702			Número de tubos		60
Número	1			Diâmetro externo (mm)		16,00
Secção	700			Espessura (mm)		2,00
Função	Arrefecimento da LSRN			Comprimento (m)		7,33
Descrição	Arrefecimento da Alimentação ao R-702B			Arranjo dos tubos		Triangular
Funcionamento	Contínuo			Pitch (mm)		17,28
Fluído circulante		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		274,94
		Água	LSRN	Número de Chicanas		66
Caudal	ton/h	1,05	77,57	Espaçamento entre chicanas (m)		0,11
Estado Físico		Líquido	Misto	Pressão de Design (bar)		35,00
Densidade	Kg/m³	956,52	26,85	Material (tubos/carcaça)		KCS/KCS
Viscosidade	Kg/m. s	6,00E-04	1,00E-04			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,61	0,08			
Calor Específico	J/Kg.K	41814,50	2890,18			
Temperatura de Entrada	°C	29,00	120,00			
Temperatura de Saída	°C	95,60	118,00			
Pressão de Operação	Bar	5,51	31,40			
ΔP	Bar	0,14	4,96			
Número de passagens		8	1			
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	Tubuladura	Descrição	Diâmetro
Q	KW	-275,00		A	Entrada nos tubos	14mm
U (limpo)	W/m.h. °C	900,00		B	Saída dos tubos	14mm
U (sujo)	W/m.h. °C	250,00		C	Entrada na Carcaça	28"
				D	Saída da Carcaça	28"

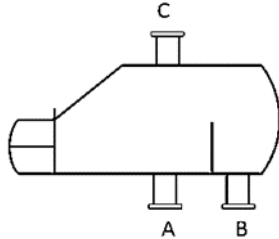
Equipamento		Permutador		Dados de Construção		
Designação	E-703		Número de tubos		115	
Número	1		Diâmetro externo (mm)		20,00	
Secção	700		Espessura (mm)		2,60	
Função	Arrefecimento da LSRN		Comprimento (m)		7,33	
Descrição	Arrefecimento da Alimentação da CD-801		Arranjo dos tubos		Triangular	
Funcionamento	Contínuo		Pitch (mm)		25,00	
Fluído circulante		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		419,29
		Água	LSRN	Número de Chicanas		43
Caudal	ton/h	9,20	77,57	Espaçamento entre chicanas (m)		0,17
Estado Físico		Líquido	Misto	Pressão de Design (bar)		35,00
Densidade	Kg/m ³	960,03	27,00	Material (tubos/carcaça)		KCS/KCS
Viscosidade	Kg/m. s	5,70E-04	1,16E-04			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,61	0,08			
Calor Específico	J/Kg.K	41814,50	2814,38			
Temperatura de Entrada	°C	29,00	118,00			
Temperatura de Saída	°C	90,55	113,00			
Pressão de Operação	Bar	5,51	26,44			
ΔP	Bar	1,17	2,84			
Número de passagens		8	1	Tubuladura	Descrição	Diâmetro
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	A	Entrada nos tubos	1 ¹ / ₂ "
Q	KW	-669,44		B	Saída dos tubos	1 ¹ / ₂ "
U (limpo)	W/m.h. °C	900,00		C	Entrada na Carcaça	28"
U (sujo)	W/m.h. °C	250,00		D	Saída da Carcaça	28"

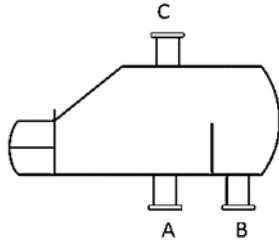
Equipamento	Permutador			Dados de Construção		
Designação	E-802			Número de tubos	223	
Número	1			Diâmetro externo (mm)	20,00	
Secção	800			Espessura (mm)	2,00	
Função	Arrefecimento da LSRN			Comprimento (m)	4,88	
Descrição	Arrefecimento da mistura do topo da CD-801			Arranjo dos tubos	Triangular	
Funcionamento	Contínuo			Pitch (mm)	40,00	
Fluído circulante		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)	570,28	
		Água	LSRN	Número de Chicanas	21	
Caudal	ton/h	20,00	48,09	Espaçamento entre chicanas (m)	0,23	
Estado Físico		Líquido	Misto	Pressão de Design (bar)	18,00	
Densidade	Kg/m³	989,94	11,18	Material (tubos/carcaça)	KCS/KCS	
Viscosidade	Kg/m. s	8,55E-04	1,80E-4			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,61	0,09			
Calor Específico	J/Kg.K	41814,50	2290,46			
Temperatura de Entrada	°C	29,00	40,00			
Temperatura de Saída	°C	34,00	38,19			
Pressão de Operação	Bar	5,51	14,80			
ΔP	Bar	0,49	1,09			
Número de passagens		8	1			
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	Tubuladura	Descrição	Diâmetro
Q	KW	-127,78		A	Entrada nos tubos	2 ¹ / ₂ "
U (limpo)	W/m.h. °C	900,00		B	Saída dos tubos	2 ¹ / ₂ "
U (sujo)	W/m.h. °C	250,00		C	Entrada na Carcaça	32"
				D	Saída da Carcaça	32"

Equipamento		Permutador		Dados de Construção		
Designação	E-803		Número de tubos		208	
Número	1		Diâmetro externo (mm)		20,00	
Secção	800		Espessura (mm)		2,60	
Função	Arrefecimento da LSRN		Comprimento (m)		4,88	
Descrição	Arrefecimento da Alimentação da CD-802		Arranjo dos tubos		Triangular	
Funcionamento	Contínuo		Pitch (mm)		25,00	
Fluído circulante		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		564,99
		Água	LSRN	Número de Chicanas		21
Caudal	ton/h	15,96	56,98	Espaçamento entre chicanas (m)		0,23
Estado Físico		Líquido	Líquido	Pressão de Design (bar)		10,00
Densidade	Kg/m ³	991,06	482,36	Material (tubos/carcaça)		CS/CS
Viscosidade	Kg/m. s	8,55E-04	9,99E-05			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,61	0,07			
Calor Específico	J/Kg.K	41814,50	3475,85			
Temperatura de Entrada	°C	29,00	120,00			
Temperatura de Saída	°C	80,00	100,00			
Pressão de Operação	Bar	5,51	14,90			
ΔP	Bar	0,50	1,09			
Número de passagens		8	1	Tubuladura	Descrição	Diâmetro
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	A	Entrada nos tubos	2"
Q	KW	-861,11		B	Saída dos tubos	2"
U (limpo)	W/m.h. °C	900,00		C	Entrada na Carcaça	6"
U (sujo)	W/m.h. °C	250,00		D	Saída da Carcaça	6"

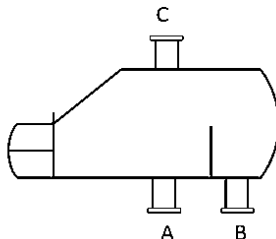
Equipamento	Permutador			Dados de Construção		
Designação	E-808			Número de tubos		33
Número	1			Diâmetro externo (m)		30,00
Secção	800			Espessura (mm)		2,00
Função	Arrefecimento da LSRN			Comprimento (m)		7,33
Descrição	Pré-arrefecimento do Produto			Arranjo dos tubos		Triangular
Funcionamento	Contínuo			Pitch (m)		36,00
Fluído circulante		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (m)		439,10
		Água	LSRN	Número de Chicanas		41
Caudal	ton/h	13,00	27,17	Espaçamento entre chicanas (m)		0,18
Estado Físico		Líquido	Líquido	Pressão de Design (bar)		8,00
Densidade	Kg/m³	986,63	633,60	Material (tubos/carcaça)		CS/CS
Viscosidade	Kg/m. s	7,80E-04	2,00E-04			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,61	0,09			
Calor Específico	J/Kg.K	41814,50	2515,97			
Temperatura de Entrada	°C	29,00	50,00			
Temperatura de Saída	°C	35,00	45,00			
Pressão de Operação	Bar	5,51	5,00			
ΔP	Bar	0,98	1,11			
Número de passagens		8	1			
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	Tubuladura	Descrição	Diâmetro
Q	KW	-88,33		A	Entrada nos tubos	2"
U (limpo)	W/m.h. °C	900,00		B	Saída dos tubos	2"
U (sujo)	W/m.h. °C	250,00		C	Entrada na Carcaça	3"
				D	Saída da Carcaça	3"

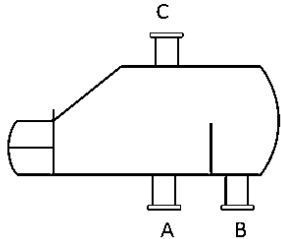
Equipamento	Permutador			Dados de Construção		
Designação	E-501			Número de tubos	186	
Número	1			Diâmetro externo (mm)	16,00	
Secção	500			Espessura (mm)	2,00	
Função	Arrefecimento da LSRN			Comprimento (m)	7,33	
Descrição	Pré-arrefecimento do Produto			Arranjo dos tubos	Triangular	
Funcionamento	Descontínuo			Pitch (mm)	17,44	
Fluído circulante		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)	399,75	
		Água	LSRN	Número de Chicanas	45	
Caudal	ton/h	10,00	2,82	Espaçamento entre chicanas (m)	0,16	
Estado Físico		Líquido	Líquido	Pressão de Design (bar)	7,00	
Densidade	Kg/m ³	990,00	633,60	Material (tubos/carcaça)	CS/CS	
Viscosidade	Kg/m. s	8,00E-04	2,48E-04			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,61	0,05			
Calor Específico	J/Kg.K	41814,50	2869,69			
Temperatura de Entrada	°C	29,00	316,00			
Temperatura de Saída	°C	83,90	100,00			
Pressão de Operação	bar	5,51	4,06			
ΔP	bar	1,11	0,18			
Número de passagens		8	1			
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	Tubuladura	Descrição	Diâmetro
Q	KW	-645,97		A	Entrada nos tubos	1 ¹ / ₂ "
U (limpo)	W/m.h. °C	900,00		B	Saída dos tubos	1 ¹ / ₂ "
U (sujo)	W/m.h. °C	250,00		C	Entrada na Carcaça	23mm
				D	Saída da Carcaça	23mm


Equipamento	Kettle			Dados de Construção		
Designação	E-303			Número de tubos		250
Número	1			Diâmetro externo (mm)		20,00
Secção	300			Espessura (mm)		2,00
Função	Aquecimento da LSRN			Comprimento (m)		4,88
Descrição	Aquecimento da Mistura de Fundo da CD-301			Arranjo dos tubos		Triangular
Funcionamento	Contínuo			Pitch (mm)		25,00
Fluído circulante		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		778,22
		VMP	LSRN	Número de Chicanas		15
Caudal	ton/h	7,79	84,31	Espaçamento entre chicanas (m)		0,31
Estado Físico		Gás	Líquido	Pressão de Design (bar)		7,00
Densidade	Kg/m ³	5,95	538,18	Material (tubos/carcaça)		CS/CS
Viscosidade	Kg/m. s	3,55E-04	1,59E-04			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,67	0,09			
Calor Específico	J/Kg.K	5280,37	2595,54			
Temperatura de Entrada	°C	190,00	95,39			
Temperatura de Saída	°C	190,00	101,57			
Pressão de Operação	Bar	13,01	3,52			
ΔP	Bar	0,15	0,60			
Número de passagens		2	1			
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	Tubuladura	Descrição	Diâmetro
				A	Entrada da Alimentação	5"
Q	KW	4477,30		B	Saída fundo	2"
U (limpo)	W/m.h. °C	900,00		C	Saída topo	5"
U (sujo)	W/m.h. °C	640,00				

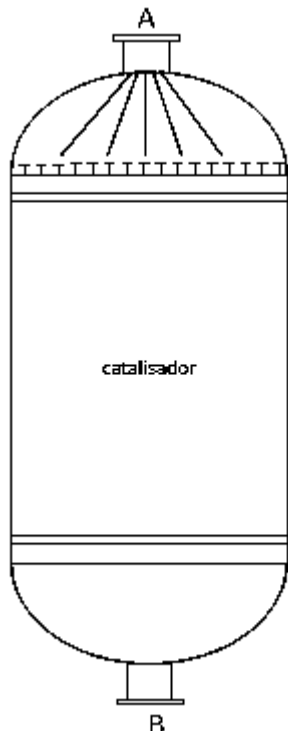
Equipamento	Kettle			Dados de Construção		
Designação	E-801			Número de tubos	1510	
Número	1			Diâmetro externo (mm)	12,00	
Secção	800			Espessura (mm)	2,00	
Função	Aquecimento da LSRN			Comprimento (m)	12,00	
Descrição	Aquecimento da Mistura de Fundo da CD-801			Arranjo dos tubos	Triangular	
Funcionamento	Contínuo			Pitch (mm)	30,00	
Fluído circulante		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)	1429,00	
		VMP	LSRN	Número de Chicanas	30	
Caudal	ton/h	11,15	719,48	Espaçamento entre chicanas (m)	0,38	
Estado Físico		Gás	Líquido	Pressão de Design (bar)	18,00	
Densidade	Kg/m ³	5,95	444,50	Material (tubos/carcaça)	CS/CS	
Viscosidade	Kg/m. s	3,55E-04	1,75E-04			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,67	0,07			
Calor Específico	J/Kg.K	5280,37	3282,30			
Temperatura de Entrada	°C	190,00	170,05			
Temperatura de Saída	°C	190,00	179,58			
Pressão de Operação	Bar	13,01	16,68			
ΔP	Bar	0,67	0,24			
Número de passagens		2	1	Tubuladura	Descrição	Diâmetro
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	A	Entrada da Alimentação	22"
Q	KW	6413,89		B	Saída fundo	2"
U (limpo)	W/m.h. °C	900,00		C	Saída topo	20"
U (sujo)	W/m.h. °C	640,00				

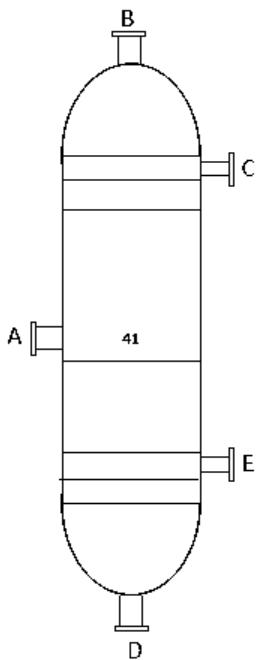
Equipamento	Kettle			Dados de Construção		
Designação	E-804			Número de tubos		60
Número	1			Diâmetro externo (mm)		25,00
Secção	800			Espessura (mm)		2,60
Função	Aquecimento da LSRN			Comprimento (m)		7,33
Descrição	Aquecimento da Mistura de Fundo da CD-802			Arranjo dos tubos		Triangular
Funcionamento	Contínuo			Pitch (mm)		31,25
Fluído circulante		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		751,55
		VMP	LSRN	Número de Chicanas		26
Caudal	ton/h	3,87	79,84	Espaçamento entre chicanas (m)		0,27
Estado Físico		Gás	Líquido	Pressão de Design (bar)		5,00
Densidade	Kg/m³	5,95	546,56	Material (tubos/carcaça)		CS/CS
Viscosidade	Kg/m. s	3,55E-04	1,67E-04			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,67	0,09			
Calor Específico	J/Kg.K	5280,37	2552,48			
Temperatura de Entrada	°C	190,00	88,75			
Temperatura de Saída	°C	190,00	90,61			
Pressão de Operação	Bar	13,01	3,79			
ΔP	Bar	0,59	0,73			
Número de passagens		8	1			
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	Tubuladura	Descrição	Diâmetro
Q	KW	2226,83		A	Entrada da Alimentação	12"
U (limpo)	W/m.h. °C	900,00		B	Saída fundo	2"
U (sujo)	W/m.h. °C	640,00		C	Saída topo	12'

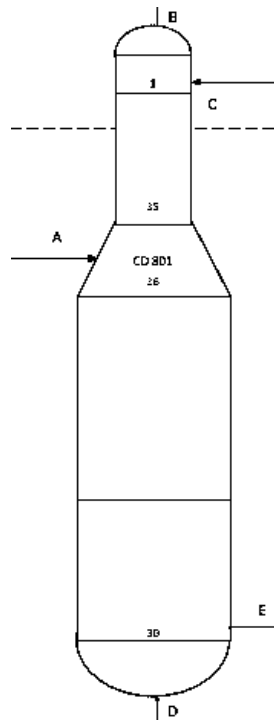
Equipamento		Kettle		Dados de Construção		
Designação		E-806		Número de tubos		269
Número		1		Diâmetro externo (mm)		16,00
Secção		800		Espessura (mm)		2,00
Função		Aquecimento da LSRN		Comprimento (m)		7,33
Descrição		Aquecimento da Mistura Lateral da CD-803		Arranjo dos tubos		Triangular
Funcionamento		Contínuo		Pitch (mm)		48
Fluído circulante		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		557,63
		VMP	LSRN	Número de Chicanas		20
Caudal	ton/h	12,20	139,85	Espaçamento entre chicanas (m)		0,14
Estado Físico		Gás	Líquido	Pressão de Design (bar)		4,00
Densidade	Kg/m ³	5,95	572,04	Material (tubos/carcaça)		CS/CS
Viscosidade	Kg/m. s	3,55E-04	1,86E-04			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,67	0,02			
Calor Específico	J/Kg.K	5280,37	1930,22			
Temperatura de Entrada	°C	190,00	79,00			
Temperatura de Saída	°C	190,00	80,00			
Pressão de Operação	Bar	13,01	1,73			
ΔP	Bar	0,23	0,08			
Número de passagens		1	1			
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	A	Entrada da Alimentação	7"
Q	KW	7013,89		B	Saída fundo	1"
U (limpo)	W/m.h. °C	900,00		C	Saída topo	7"
U (sujo)	W/m.h. °C	640,00				

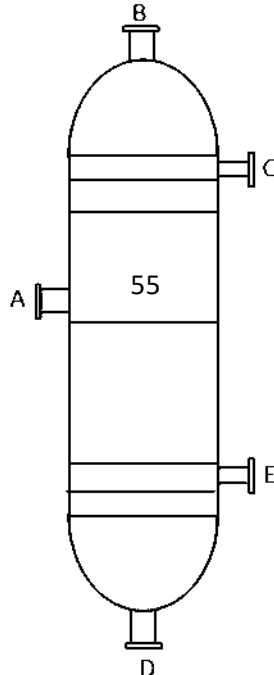
Equipamento	Kettle			Dados de Construção		
Designação	E-807			Número de tubos		10
Número	1			Diâmetro externo (mm)		25,00
Secção	800			Espessura (mm)		2,00
Função	Aquecimento da LSRN			Comprimento (m)		7,33
Descrição	Aquecimento da Mistura de Fundo da CD-803			Arranjo dos tubos		Triangular
Funcionamento	Contínuo			Pitch (mm)		100,00
Fluído circulante		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		469,31
		VAP	LSRN	Número de Chicanas		44
Caudal	ton/h	0,66	128,12	Espaçamento entre chicanas (m)		0,41
Estado Físico		Gás	Líquido	Pressão de Design (bar)		4,00
Densidade	Kg/m³	21,15	566,25	Material (tubos/carcaça)		CS/CS
Viscosidade	Kg/m. s	3,55E-04	1,85E-04			
Condutividade Térmica	W/m.K	0,67	0,09			
Calor Específico	J/Kg.K	5280,37	2505,89			
Temperatura de Entrada	°C	450,00	87,00			
Temperatura de Saída	°C	450,00	89,00			
Pressão de Operação	Bar	66,71	2,00			
ΔP	Bar	0,19	0,03			
Número de passagens		2	1			
Resistência por incrustações	m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	Tubuladura	Descrição	Diâmetro
Q	KW	381,11		A	Entrada da Alimentação	7"
U (limpo)	W/m.h. °C	900,00		B	Saída fundo	1"
U (sujo)	W/m.h. °C	640,00		C	Saída topo	7"

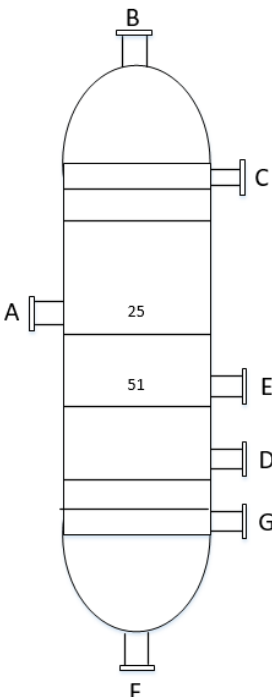
Designação:	R-701		
Número	1		
Secção:	700		
Função:	Hidrogenação do Benzeno		
Descrição:	Reator Tubular de Leito Fixo		
Funcionamento:	Contínuo		
Dados de Construção		Esquema	
Volume (m³)	39,07		
Diâmetro (m)	2,45		
Altura (m)	8,30		
C	0,43		
f (N/mm²)	304,00		
Espessura da parede dos pratos (mm)	26,29		
Sob espessura de corrosão (mm)	3,00		
Espessura da parede (mm)	13,60		
Pressão de Design (bar)	30,00		
Temperatura de Design (°C)	350,00		
Dados Operacionais			
Temperatura de Operação (°C)	300,00		
Pressão de Operação (bar)	22,75		
Estado Físico da Alimentação	Gás		
Tempo de Residência (h⁻¹)	2,70		
Material de Construção			
Coluna	SS		
Pratos de Suporte do Catalisador	SS		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro	
A	Alimentação	10'	
B	Saída da mistura	10''	

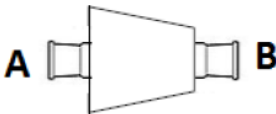
Equipamento:	Reator	
Designação:	R-702 A (B)	
Número	2	
Secção:	700	
Função:	Isomerização de LSRN	
Descrição:	Reator Tubular de Leito Fixo	
Funcionamento:	Contínuo	
Dados de Construção		<div>Esquema</div> 
Volume (m³)	86,12	
Diâmetro (m)	3,18	
Altura (m)	10,83	
C	0,43	
f (N/mm²)	304,00	
Espessura dos pratos (mm)	68,75	
Sob espessura de corrosão (mm)	3,00	
Espessura da parede (mm)	21,85	
Pressão de Design (bar)	40,00	
Temperatura de Design (°C)	200,00	
Dados Operacionais		
Temperatura de Operação (°C)	120,00 (118,00)	
Pressão de Operação (bar)	31,40	
Estado Físico da Alimentação	Gás	
Tempo de Residência (h⁻¹)	1,23 (1,33)	
Material de Construção		
Coluna	SS	
Pratos de Suporte do Catalisador	SS	
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
A	Alimentação	24"
B	Saída da mistura	24"

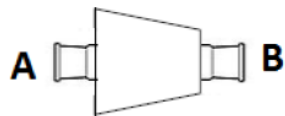
Equipamento: Coluna de Destilação	Designação:	Deisopentanizador		
	Número:	CD-301		
	Secção:	300		
	Função:	Recuperação do Isopentano para armazenagem		
	Descrição:	Coluna de Pratos Perfurados		
	Funcionamento:	Contínuo		
Dados de Construção		Esquema		
Diâmetro Interno da Coluna (m)	2,37			
Diâmetro Externo da Coluna (m)	2,39			
Espessura da Coluna (mm)	10,5			
Sob espessura de corrosão (mm)	3,00			
Altura da Coluna (m)	49,06			
Temperatura de Design (º C)	124,00			
Pressão de Design (bar)	5,00			
Características dos Pratos				
Tipo de Pratos	perfurados simples			
Número de Pratos Reais	80			
Número de Pratos Teóricos	57			
Eficiência dos Pratos	71%			
Número de Passagens pelos Pratos	3			
Espaçamento entre Pratos (m)	0,61			
Espessura do Prato (mm)	5,00			
Comprimento do Prato (m)	1,24			
Altura do Prato (mm)	50,00			
Diâmetro dos Orifícios (mm)	5,00			
Área da zona perfurada (m ²)	3,52			
Dados Operacionais		Tubuladura	Descrição	Diâmetro
Prato de Alimentação	41	A	Alimentação	4"
Temperatura de Operação (º C)	87,00	B	Descarga topo	8"
Pressão de Operação (bar)	2,74	C	Refluxo topo	6"
Velocidade de Operação (m/s)	0,34	D	Descarga fundo	9"
Velocidade de Inundação (m/s)	0,42	E	Refluxo fundo	6"
Material de Construção				
Torre	CS			
Pratos	SS-314			

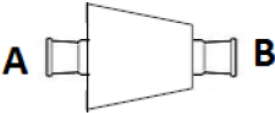
Equipamento: Coluna de Destilação	Designação:	Estabilizador		
	Número:	CD-801		
	Secção:	800		
	Função:	Remoção dos Gases Ácidos do Isomerado		
	Descrição:	Coluna de Pratos Perfurados		
	Funcionamento:	Contínuo		
Dados de Construção		Esquema		
Diâmetro Interno da Coluna (m)	6,98/8,36			
Diâmetro Externo da Coluna (m)	7,01/8,39			
Espessura da Coluna (mm)	10,30			
Sob espessura de corrosão (mm)	3,00			
Altura da Coluna (m)	21,04			
Temperatura de Design (º C)	150,00			
Pressão de Design (bar)	16,00			
Características dos Pratos				
Tipo de Pratos	perfurados simples			
Número de Pratos Reais	30			
Número de Pratos Teóricos	21			
Eficiência dos Pratos	71%			
Número de Passagens pelos Pratos	1			
Espaçamento entre Pratos (m)	0,61			
Espessura do Prato (mm)	5,00			
Comprimento do Prato (m)	6,08			
Altura do Prato (mm)	50,00			
Diâmetro dos Orifícios (mm)	5,00			
Área da zona perfurada (m²)	43,93			
Dados Operacionais		Tubuladura	Descrição	Diâmetro
Prato de Alimentação	16	A	Alimentação	28"
Temperatura de Operação (º C)	113,00	B	Descarga topo	32"
Pressão de Operação (bar)	14,80	C	Refluxo topo	3"
Velocidade de Operação (m/s)	0,22	D	Descarga fundo	26"
Velocidade de Inundação (m/s)	0,27	E	Refluxo fundo	22"
Material de Construção				
Torre	CS			
Pratos	SS-314			

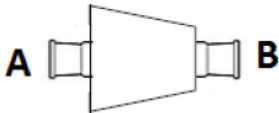
Equipamento: Coluna de Destilação	Designação:	Despentanizador		
	Número:	CD 802		
	Secção:	800		
	Função:	Recuperação do n-pentano para reciclo		
	Descrição:	Coluna de Pratos Perfurados		
	Funcionamento:	Contínuo		
Dados de Construção		Esquema		
Diâmetro Interno da Coluna (m)	1,60			
Diâmetro Externo da Coluna (m)	1,63			
Espessura da Coluna (mm)	10,50			
Sob espessura de corrosão (mm)	3,00			
Altura da Coluna (m)	48,80			
Temperatura de Design (° C)	130,00			
Pressão de Design (bar)	9,00			
Características dos Pratos				
Tipo de Pratos	perfurados simples			
Número de Pratos Reais	80			
Número de Pratos Teóricos	57			
Eficiência dos Pratos	71%			
Número de Passagens pelos Pratos	1			
Espaçamento entre Pratos (m)	0,61			
Espessura do Prato (mm)	5,00			
Comprimento do Prato (m)	1,23			
Altura do Prato (mm)	50,00			
Diâmetro dos Orifícios (mm)	5,00			
Área da zona perfurada (m²)	1,61			
Dados Operacionais		Tubuladura	Descrição	Diâmetro
Prato de Alimentação	55	A	Alimentação	6"
Temperatura de Operação (° C)	100,00	B	Descarga topo	10"
Pressão de Operação (bar)	7,00	C	Refluxo topo	8"
Velocidade de Operação (m/s)	0,15	D	Descarga fundo	8"
Velocidade de Inundação (m/s)	0,33	E	Refluxo fundo	6"
Material de Construção				
Torre	CS			
Pratos	SS-314			

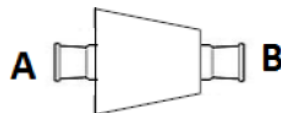
Equipamento: Coluna de Destilação	Designação:	Deisohexanizador		
	Número:	CD 803		
	Secção:	800		
	Função:	Separação de alguns isómeros C6 do produto		
	Descrição:	Coluna de Pratos Perfurados		
	Funcionamento:	Contínuo		
Dados de Construção		Esquema		
Diâmetro Interno da Coluna (m)	6,11			
Diâmetro Externo da Coluna (m)	6,12			
Espessura da Coluna (mm)	7,50			
Sob espessura de corrosão (mm)	3,00			
Altura da Coluna (m)	50,31			
Temperatura de Design (° C)	190,00			
Pressão de Design (bar)	5,00			
Características dos Pratos				
Tipo de Pratos	perfurados simples			
Número de Pratos Reais	80			
Número de Pratos Teóricos	57			
Eficiência dos Pratos	71%			
Número de Passagens pelos Pratos	1			
Espaçamento entre Pratos (m)	0,61			
Espessura do Prato (mm)	5,00			
Comprimento do Prato (m)	4,44			
Altura do Prato (mm)	50,00			
Diâmetro dos Orifícios (mm)	5,00			
Área da zona perfurada (m ²)	23,44			
Dados Operacionais		Tubuladura	Descrição	Diâmetro
Prato de Alimentação	25	A	Alimentação	2"
Temperatura de Operação (° C)	132,00	B	Descarga topo	6"
Pressão de Operação (bar)	2,15	C	Refluxo topo	4"
Velocidade de Operação do vapor (m/s)	1,03	D	Descarga lateral	10"
Velocidade de Inundação (m/s)	1,28	E	Refluxo lateral	8"
Material de Construção		F	Descarga fundo	3"
Torre	CS	G	Refluxo fundo	2"
Pratos	SS-314			

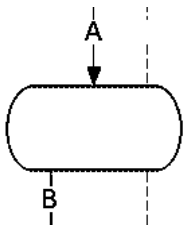
Equipamento:			Compressor	
Designação:			C-201	
Número			1	
Secção:			200	
Função:			Compressão de gás	
Descrição:			Compressão do Hidrogénio da PSA	
Funcionamento:			Contínuo	
Características do Equipamento			Dados de Construção	
Capacidade	Kg/s	5,74	Nº de Estágios	1
Caudal	m³/h	2,46E+04	Q compressão (Kj/Kg)	123,16
ρ (Kg/m^3)	Kg/m³	4,58	Classe do Compressor	Rotativo
Dados Operacionais			Tipo de Compressor	Centrífugo
Cp	Kj/Kg. °C	4,03	Potência Mecânica (KW)	0,13
Cv	Kj/Kg. °C	3,03	Potência Teórica (KW)	0,14
Pressão de Sucção	bar	2,50		
Pressão Descarga	bar	15,00		
CR		0,17		
T sucção	°C	38,00		
T descarga	°C	68,64		
n		1,49		
k		1,33		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	28"		
B	Descarga	26"		
Material de Construção				
(Rotor/Carcaca): HTS/MS				

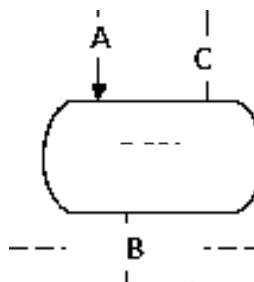


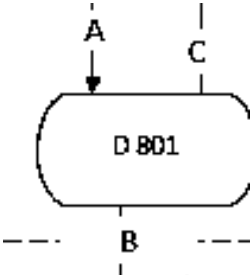
Equipamento:		Compressor		
Designação:		C-701		
Número		1		
Secção:		700		
Função:		Compressão de gás		
Descrição:		Compressão da alimentação ao R-701		
Funcionamento:		Contínuo		
Características do Equipamento			Dados de Construção	
Capacidade	Kg/s	21,55	Nº de Estágios	1
Caudal	m³/h	4,28E+03	Q compressão (Kj/Kg)	76,83
ρ (Kg/m^3)	Kg/m³	8,58	Classe do Compressor	Rotativo
Dados Operacionais			Tipo de Compressor	Pistão
Cp	Kj/Kg. °C	3,56	Potência Mecânica (KW)	0,10
Cv	Kj/Kg. °C	2,65	Potência Teórica (KW)	0,11
Pressão de Sucção	bar	15,00		
Pressão Descarga	bar	22,75		
CR		0,66		
T sucção	°C	265,87		
T descarga	°C	300,00		
n		1,41		
k		1,34		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	12''		
B	Descarga	10''		
Material de Construção				
(Rotor/Carcaça): HTS/MS				

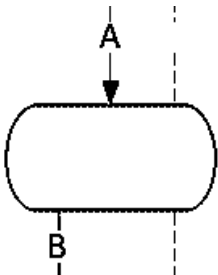
Equipamento:			Compressor	
Designação:			C-702	
Número			1	
Secção:			700	
Função:			Compressão de gás	
Descrição:			Compressão da alimentação ao R-702 A	
Funcionamento:			Contínuo	
Características do Equipamento			Dados de Construção	
Capacidade	Kg/s	21,55	Nº de Estágios	1
Caudal	m³/h	6,43E+03	Q compressão (Kj/Kg)	61,84
p (Kg/m^3)	Kg/m³	12,06	Classe do Compressor	Rotativo
Dados Operacionais			Tipo de Compressor	Centrífugo
Cp	Kj/Kg. °C	3,38	Potência Mecânica (KW)	0,07
Cv	Kj/Kg. °C	3,03	Potência Teórica (KW)	0,08
Pressão de Sucção	bar	22,75	<div>Esquema</div> <div></div>	
Pressão Descarga	bar	31,40		
CR		0,72		
T sucção	°C	308,00		
T descarga	°C	329,58		
n		1,27		
k		1,12		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	26"		
B	Descarga	24"		
Material de Construção				
(Rotor/Carcaça): HTS/MS				

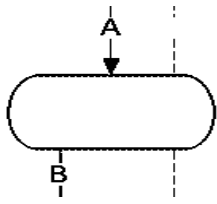
Designação:			C-801	
Número			1	
Secção:			800	
Função:			Compressão de gás	
Descrição:			Compressão da mistura de reciclo da CD-802	
Funcionamento:			Contínuo	
Características do Equipamento			Dados de Construção	
Capacidade	Kg/s	63,81	Nº de Estágios	1
Caudal	m³/h	33,97	Q compressão (Kj/Kg)	35,83
ρ (Kg/m^3)	Kg/m³	4,68	Classe do Compressor	Rotativo
Dados Operacionais			Tipo de Compressor	Diafragma
Cp	Kj/Kg. °C	1,98	Potência Mecânica (KW)	0,60
Cv	Kj/Kg. °C	1,84	Potência Teórica (KW)	0,66
Pressão de Sucção	bar	1,96	<div>Esquema</div> 	
Pressão Descarga	bar	4,50		
CR		0,44		
T sucção	°C	78,76		
T descarga	°C	93,00		
n		1,25		
k		1,07		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	18''		
B	Descarga	16''		
Material de Construção				
(Rotor/Carcaça): HTS/MS				

Equipamento:	Acumulador	Esquema 		
Designação:	D-301			
Número	1			
Secção:	300			
Função:	Acumulador da CD-301			
Descrição:	Acumulação da mistura de topo			
Funcionamento:	Contínuo			
Dados Operacionais				
Quantidade (ton/h)	47,49	Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
T operação (°C)	58,58	A	Alimentação	6"
P operação (bar)	2,74	B	Saída	6"
Dados de Construção				
Volume (m ³)	11,12			
Diâmetro (m)	1,50			
Comprimento (m)	6,00			
Espessura (mm)	4,26			
Tipo	<i>Torispherical</i>			
Serviço de Vácuo	Sim			
T design (°C)	120,00			
P design (bar)	5,00			

Equipamento:	Acumulador	Esquema 		
Designação:	D-601			
Número	1			
Secção:	600			
Função:	Separa o Fuel-Gás da Nafta Seca			
Descrição:	Acumulador disposto na vertical após unidade 400			
Funcionamento:	Contínuo			
Dados Operacionais				
Quantidade (ton/h)	56,92	Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
T operação (°C)	68,00	A	Alimentação	4 ¹ / ₂ "
P operação(bar)	6,08	B	Saída fundo	4 ¹ / ₂ "
Dados de Construção		C	Saída topo	3"
Volume (m ³)	16,00			
Diâmetro (m)	1,69			
Comprimento (m)	6,77			
Espessura (mm)	5,85			
Tipo	<i>Torispherical</i>			
Serviço de Vácuo	Sim			
T design (°C)	78,00			
P design (bar)	10,00			

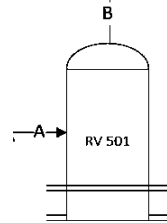
Equipamento:	Acumulador	Esquema		
Designação:	D-801			
Número	1			
Secção:	800			
Função:	Acumulador da CD-801			
Descrição:	Acumulação da mistura de topo			
Funcionamento:	Contínuo			
Dados Operacionais		Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
Quantidade (ton/h)	48,09	A	Alimentação	32"
T operação (°C)	38,19	B	Saída fundo	3"
P operação(bar)	13,71	C	Saída topo	30"
Dados de Construção				
Volume (m ³)	103,64			
Diâmetro (m)	3,12			
Comprimento (m)	12,49			
Espessura (mm)	12,55			
Tipo	<i>Ellipsoidal Head</i>			
Serviço de Vácuo	Sim			
T design (°C)	48,19			
P design (bar)	18,00			

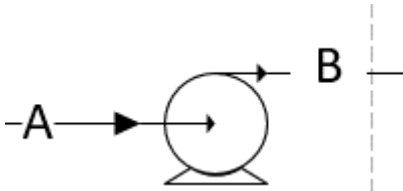
Equipamento:	Acumulador	Esquema		
Designação:	D-802			
Número	1			
Secção:	800			
Função:	Acumulador da CD-802			
Descrição:	Acumulação da mistura de topo			
Funcionamento:	Contínuo			
Dados Operacionais		Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
Quantidade (ton/h)	29,30	A	Alimentação	10"
T operação (°C)	57,13	B	Saída	10"
P operação(bar)	2,05			
Dados de Construção				
Volume (m ³)	33,55			
Diâmetro (m)	1,36			
Comprimento (m)	4,09			
Espessura (mm)	4,15			
Tipo	<i>Torispherical</i>			
Serviço de Vácuo	Sim			
T design (°C)	65,00			
P design (bar)	5,00			

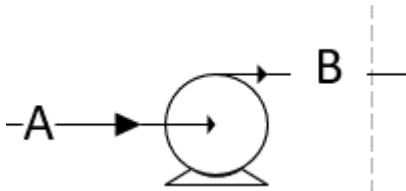
Equipamento:	Acumulador	Esquema 		
Designação:	D-803			
Número	1			
Secção:	800			
Função:	Acumulador da CD-803			
Descrição:	Acumulação da mistura de topo			
Funcionamento:	Contínuo			
Dados Operacionais				
Quantidade (ton/h)	38,86	Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
T operação (°C)	50,00	A	Alimentação	4"
P operação(bar)	1,30	B	Saída	4"
Dados de Construção				
Volume (m ³)	8,49			
Diâmetro (m)	1,36			
Comprimento (m)	5,46			
Espessura (mm)	3,70			
Tipo	Torispherical			
Serviço de Vácuo	Sim			
T design (°C)	66,00			
P design (bar)	3,00			

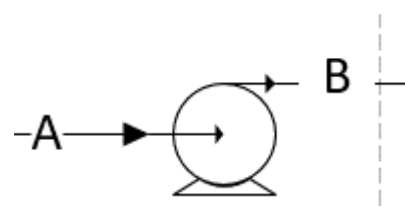
Equipamento:	Coluna de Absorção	
Designação:	DR-401	
Número	2	
Secção:	400	
Função:	Absorção de Impurezas	
Descrição:	Absorve impurezas da nafta química	
Funcionamento:	Contínuo	
Dados de Construção		Esquema 
Volume (m³)	7,64	
Diâmetro (m)	1,59	
Altura (m)	3,84	
C	0,43	
f	304,00	
Espessura da parede dos pratos (mm)	4,49	
Corrosão (mm)	3,00	
Espessura da parede (mm)	11,67	
Pressão de Design (bar)	31,40	
Temperatura de Design (°C)	380,00	
Dados Operacionais		
Temperatura de Operação (°C)	68,00	
Pressão de Operação (bar)	20,00	
Estado Físico da Alimentação	Líquido	
Tempo de Residência (h ⁻¹)	20,00	
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
A	Alimentação	4 ¹ / ₂ "
B	Saída da mistura	4 ¹ / ₂ "
Material de Construção		
Coluna	CS	
Pratos de Suporte do Catalisador	SS-314	

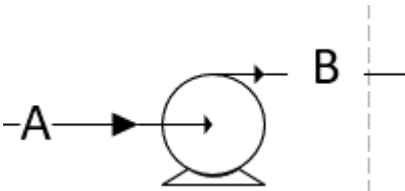
Equipamento:	Coluna de Absorção		
Designação:	DR-201		
Número	2		
Secção:	200		
Função:	Absorção de Impurezas		
Descrição:	Absorve impurezas do hidrogénio		
Funcionamento:	Contínuo		
Dados de Construção		Esquema	
Volume (m³)	2,63		
Diâmetro (m)	1,12		
Altura (m)	2,68		
C	0,43		
f	304,00		
Espessura da parede dos pratos (mm)	1,32		
Corrosão (mm)	3,00		
Espessura da parede (mm)	9,09		
Pressão de Design (bar)	31,40		
Temperatura de Design (°C)	380,00		
Dados Operacionais			
Temperatura de Operação (°C)	68,00		
Pressão de Operação (bar)	15,00		
Estado Físico da Alimentação	Gás		
Tempo de Residência (h ⁻¹)	20,00		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro	
A	Alimentação	36"	
B	Saída da mistura	36"	
Material de Construção			
Coluna	CS		
Pratos de Suporte do Catalisador	SS-314		

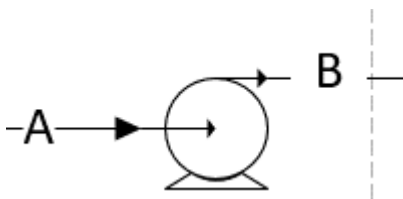
Equipamento		Revaporizador		Dados de Construção			
Designação		RV-501		Número de tubos		20	
Número		1		Diâmetro externo (mm)		16,00	
Secção		500		Espessura (mm)		2,00	
Função		Aquecimento da LSRN		Comprimento (m)		2,44	
Descrição		Aquecimento do produto para regeneração		Arranjo dos tubos		Triangular	
Funcionamento		Contínuo		Pitch (mm)		17,28	
Fluído circulante		Tubos	Carcaça	Diâmetro da carcaça (mm)		118,84	
		LSRN	VMP	Número de Chicanas		50	
Caudal	ton/h	2,82	0,28	Espaçamento entre chicanas (m)		0,05	
Estado Físico		Líquido	Gás	Pressão de Design (bar)			
Densidade	Kg/m ³	597,14	5,95	Material (tubos/carcaça)		CS/CS	
Viscosidade		Kg/m. s	2,26E-04	2,17E-07	<div>Esquema</div> 		
Condutividade Térmica		Kcal/m.h. °C					
Calor Específico		cal/Kg. °C					
Temperatura de Entrada		°C	37,00	190,00			
Temperatura de Saída		°C	120,00	190,00			
Pressão de Operação		Bar	12,36	13,01			
ΔP		bar	0,27	8,11			
Número de passagens		2	1	Tubuladuras			Descrição
Resistência por incrustações		m.h. °C/Kcal	1,40E-03	1,40E-03	A	Entrada	1/2"
Q	KW	161,47		B	Descarga	1/2"	
U (limpo)	Kcal/m.h. °C	900,00					
U (sujo)	Kcal/m.h. °C	640,00					

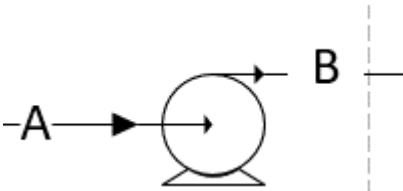
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-301	
Número			1	
Secção			300	
Tipo de Bomba			Bomba de 1 estágio com altas rotações	
Função			Bombear LSRN fresca	
Descrição			Bombeia a nafta proveniente do tanque para a DIP	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	116,10
			Pressão de vapor (bar)	0,09
Velocidade de sucção (m/s)		1,10	NPSH disponível	131,20
Velocidade de descarga (m/s)		2,70	NPSH teórico	124,95
Caudal (m³/h)		53,40	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)		606,51		
ΔP total		2,30		
Eficiência total (%)		45,00		
Potência (KW)		7,58		
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	6,40	6,90		
Temperatura (°C)	21,00	21,00		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	5"		
B	Descarga	4"		

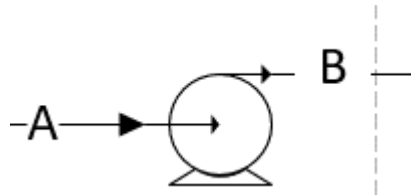
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-302	
Número			1	
Secção			300	
Tipo de Bomba			Bomba com 1 estágio a 3500 rpm	
Função			Bombear LSRN	
Descrição			Bombeia a mistura rica em Isopentano que sai no topo da DIP	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	55,31
			Pressão de vapor (bar)	2,59
Velocidade de sucção (m/s)		1,30	NPSH disponível	51,90
Velocidade de descarga (m/s)		2,70	NPSH teórico	49,40
Caudal (m³/h)		88,96	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)		533,86		
ΔP total		0,16		
Eficiência total (%)		45,00		
Potência (KW)		0,86		
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	2,74	2,89		
Temperatura (°C)	58,58	58,58		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	6"		
B	Descarga	5"		

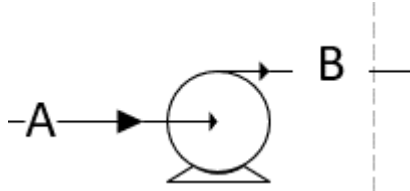
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-303	
Número			1	
Secção			300	
Tipo de Bomba			Bomba com 1 estágio a 3500 rpm	
Função			Bombear LSRN	
Descrição			Bombeia a mistura que sai no fundo da DIP	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	66,76
			Pressão de vapor (bar)	0,05
Velocidade de sucção (m/s)		1,00	NPSH disponível	57,40
Velocidade de descarga (m/s)		2,30	NPSH teórico	54,68
Caudal (m³/h)		156,66	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)		538,18		
ΔP total		0,47		
Eficiência total (%)		45,00		
Potência (KW)		4,53		
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	3,05	3,52		
Temperatura (°C)	95,39	95,39		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	9"		
B	Descarga	6"		

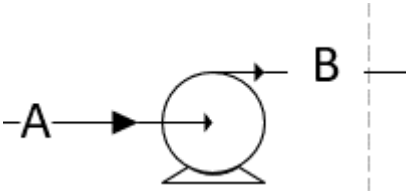
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-304	
Número			1	
Secção			300	
Tipo de Bomba			Bomba com 1 estágio a 3500 rpm	
Função			Bombear LSRN	
Descrição			Bombeia a mistura que sai no fundo do Kettle da DIP	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	382,20
			Pressão de vapor (bar)	1,60E-10
Velocidade de sucção (m/s)	1,00		NPSH disponível	63,70
Velocidade de descarga (m/s)	2,30		NPSH teórico	60,66
Caudal (m³/h)	156,66		Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)	538,18			
ΔP total	0,16			
Eficiência total (%)	45,00			
Potência (KW)	1,52			
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	3,05	20,16		
Temperatura (°C)	101,57	101,57		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	9"		
B	Descarga	6"		

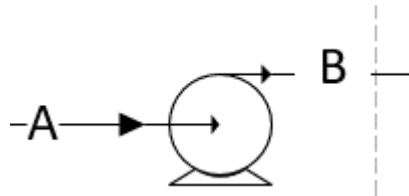
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-801	
Número			1	
Secção			800	
Tipo de Bomba			Bomba com 1 estágio a 3500 rpm	
Função			Bombear LSRN	
Descrição			Bombeia a mistura que sai no fundo do Estabilizador	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	396,37
			Pressão de vapor (bar)	11,44
Velocidade de sucção (m/s)		1,00	NPSH disponível	83,00
Velocidade de descarga (m/s)		1,80	NPSH teórico	79,04
Caudal (m³/h)		1675,45	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)		429,42		
ΔP total		0,37		
Eficiência total (%)		80,00		
Potência (KW)		103,41		
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	14,91	15,28		
Temperatura (°C)	170,05	170,05		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	26"		
B	Descarga	22"		

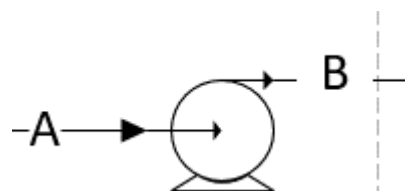
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-802	
Número			1	
Secção			800	
Tipo de Bomba			Bomba de 1 estágio com altas rotações	
Função			Bombear Gases ácidos	
Descrição			Bombeia a mistura que sai no topo do Estabilizador	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	244,18
			Pressão de vapor (bar)	4,98
Velocidade de sucção (m/s)		1,20	NPSH disponível	190,80
Velocidade de descarga (m/s)		2,60	NPSH teórico	181,74
Caudal (m³/h)		46,63	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)		589,59		
ΔP total		0,39		
Eficiência total (%)		45,00		
Potência (KW)		1,14		
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	14,80	14,85		
Temperatura (°C)	38,19	38,19		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	4 ¹ / ₂ "		
B	Descarga	3"		

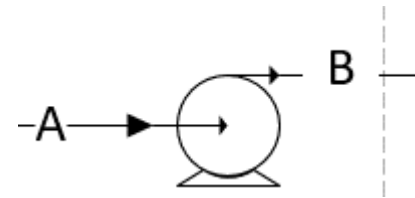
Equipamento		Bomba centrífuga	
Designação		P-803	
Número		1	
Secção		800	
Tipo de Bomba		Bomba com 1 estágio a 3500 rpm	
Função		Bombear LSRN	
Descrição		Bombeia a mistura que sai no fundo do Despentanizador	
Funcionamento		Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção
Tipo		Horizontal	
Características da Bomba		Altura Manométrica (m)	70,70
		Pressão de vapor (bar)	1,75
Velocidade de sucção (m/s)	1,10	NPSH disponível	8,00
Velocidade de descarga (m/s)	2,00	NPSH teórico	7,67
Caudal (m³/h)	146,07	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)	546,59		
ΔP total	1,11		
Eficiência total (%)	45,00		
Potência (KW)	14,77		
Condições Operatórias			
	Sucção	Descarga	
Pressão (bar)	2,15	3,26	
Temperatura (°C)	88,75	88,75	
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro	
A	Sucção	8"	
B	Descarga	6"	

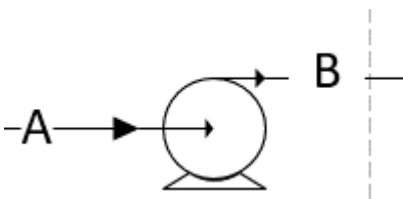
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-804	
Número			1	
Secção			800	
Tipo de Bomba			Bomba de 1 estágio com altas rotações	
Função			Bombear LSRN	
Descrição			Bombeia a mistura que sai no topo do Despentanizador	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	193,41
			Pressão de vapor (bar)	1,72
Velocidade de sucção (m/s)		1,20	NPSH disponível	79,40
Velocidade de descarga (m/s)		2,00	NPSH teórico	75,60
Caudal (m³/h)		268,41	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)		109,18		
ΔP total		0,02		
Eficiência total (%)		45,00		
Potência (KW)		0,34		
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	2,05	2,07		
Temperatura (°C)	57,13	57,13		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	10"		
B	Descarga	8"		

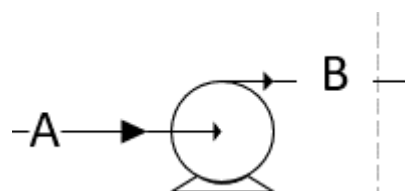
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-805	
Número			1	
Secção			800	
Tipo de Bomba			Bomba com 1 estágio a 3500 rpm	
Função			Bombear LSRN	
Descrição			Bombeia a mistura que sai no fundo do DIH	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	40,72
			Pressão de vapor (bar)	1,32
Velocidade de sucção (m/s)	1,10		NPSH disponível	5,90
Velocidade de descarga (m/s)	2,70		NPSH teórico	5,58
Caudal (m³/h)	229,30		Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)	558,77			
ΔP total	0,62			
Eficiência total (%)	45,00			
Potência (KW)	8,82			
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	1,61	2,23		
Temperatura (°C)	87,00	87,00		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	3"		
B	Descarga	2"		

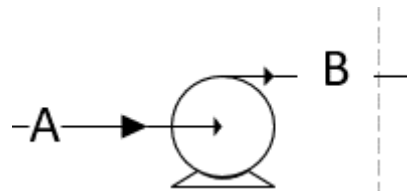
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-806	
Número			1	
Secção			800	
Tipo de Bomba			Bomba de 1 estágio com altas rotações	
Função			Bombear LSRN	
Descrição			Bombeia as misturas de topo e de fundo do DIH	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	891,18
			Pressão de vapor (bar)	1,08
Velocidade de sucção (m/s)		1,00	NPSH disponível	51,90
Velocidade de descarga (m/s)		1,70	NPSH teórico	49,44
Caudal (m³/h)		359,21	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)		75,63		
ΔP total		1,61		
Eficiência total (%)		45,00		
Potência (KW)		35,59		
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	1,48	6,61		
Temperatura (°C)	76,47	76,47		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	14"		
B	Descarga	10"		

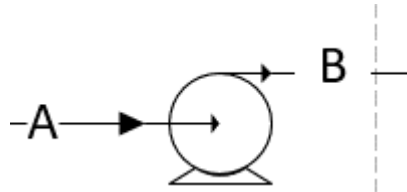
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-807	
Número			1	
Secção			800	
Tipo de Bomba			Bomba com 1 estágio a 3500 rpm	
Função			Bombear LSRN	
Descrição			Bombeia a mistura lateral do DIH	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	32,14
			Pressão de vapor (bar)	1,54
Velocidade de sucção (m/s)		1,20	NPSH disponível	49,60
Velocidade de descarga (m/s)		1,80	NPSH teórico	47,21
Caudal (m³/h)		253,97	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)		550,66		
ΔP total		0,23		
Eficiência total (%)		45,00		
Potência (KW)		2,11		
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	1,50	1,73		
Temperatura (°C)	79,00	79,00		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	10"		
B	Descarga	8"		

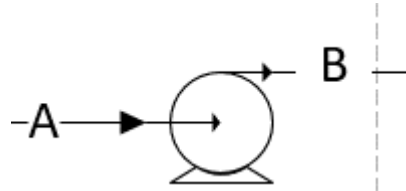
Equipamento		Bomba centrífuga	
Designação		P-808	
Número		1	
Secção		800	
Tipo de Bomba		Bomba com 1 estágio com altas rotações	
Função		Bombear LSRN	
Descrição		Bombeia a mistura de fundo do Kettle lateral do DIH	
Funcionamento		Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção
Tipo		Horizontal	
Características da Bomba		Altura Manométrica (m)	399,90
		Pressão de vapor (bar)	1,59
Velocidade de sucção (m/s)	1,50	NPSH disponível	2,20
Velocidade de descarga (m/s)	2,50	NPSH teórico	2,07
Caudal (m³/h)	45,36	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)	549,60		
ΔP total	1,54		
Eficiência total (%)	45,00		
Potência (KW)	4,31		
Condições Operatórias			
	Sucção	Descarga	
Pressão (bar)	1,71	21,54	
Temperatura (°C)	80,00	80,00	
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro	
A	Sucção	4"	
B	Descarga	3"	

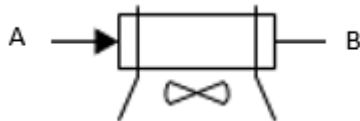
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-809	
Número			1	
Secção			800	
Tipo de Bomba			Bomba com 1 estágio a 3500 rpm	
Função			Bombear LSRN	
Descrição			Bombeia a mistura de topo do DIH	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	26,10
			Pressão de vapor (bar)	1,19
Velocidade de sucção (m/s)		0,90	NPSH disponível	52,30
Velocidade de descarga (m/s)		1,80	NPSH teórico	49,78
Caudal (m³/h)		67,94	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)		572,04		
ΔP total		0,16		
Eficiência total (%)		45,00		
Potência (KW)		0,69		
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	1,30	1,46		
Temperatura (°C)	50,00	50,00		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	6"		
B	Descarga	4"		

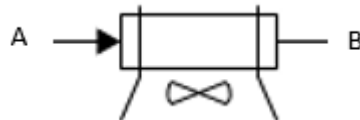
Equipamento		Bomba centrífuga	
Designação		P-810	
Número		1	
Secção		800	
Tipo de Bomba		Bomba de 1 estágio a 3500 rpm	
Função		Bombear LSRN	
Descrição		Bombeia o produto para o tanque	
Funcionamento		Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção
Tipo		Horizontal	
Características da Bomba		Altura Manométrica (m)	
		Pressão de vapor (bar)	
Velocidade de sucção (m/s)	1,10	NPSH disponível	47,70
Velocidade de descarga (m/s)	1,80	NPSH teórico	45,39
Caudal (m³/h)	59,31	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)	594,59		
ΔP total	0,79		
Eficiência total (%)	45,00		
Potência (KW)	2,90		
Condições Operatórias			
	Sucção	Descarga	
Pressão (bar)	2,74	4,79	
Temperatura (°C)	37,00	37,00	
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro	
A	Sucção	5"	
B	Descarga	4"	

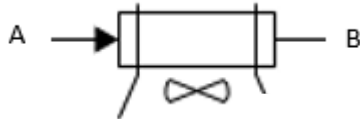
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-501	
Número			1	
Secção			500	
Tipo de Bomba			Bomba com 1 estágio a 3500 rpm	
Função			Bombear LSRN	
Descrição			Bombeia o produto para a unidade de regeneração	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	407,25
			Pressão de vapor (bar)	2,00E-03
Velocidade de sucção (m/s)		1,20	NPSH disponível	81,20
Velocidade de descarga (m/s)		2,20	NPSH teórico	77,30
Caudal (m³/h)		4,74	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)		594,95		
ΔP total		19,60		
Eficiência total (%)		45,00		
Potência (KW)		5,74		
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	4,62	23,74		
Temperatura (°C)	37,00	37,00		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	3/4"		
B	Descarga	1/2"		

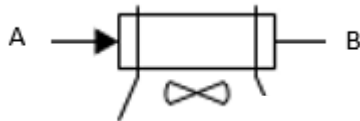
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-901	
Número			1	
Secção			900	
Tipo de Bomba			Bomba com 1 estágio a 3500 rpm	
Função			Bombear soda cáustica	
Descrição			Bombeia soda cáustica para o topo da CS-801	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	388,24
			Pressão de vapor (bar)	2,00E-03
Velocidade de sucção (m/s)		1,40	NPSH disponível	388,90
Velocidade de descarga (m/s)		2,25	NPSH teórico	370,35
Caudal (m³/h)		9,92	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)		165,35		
ΔP total		0,11		
Eficiência total (%)		45,00		
Potência (KW)		0,07		
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	6,18	6,29		
Temperatura (°C)	38,00	38,00		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	2"		
B	Descarga	1 1/2"		

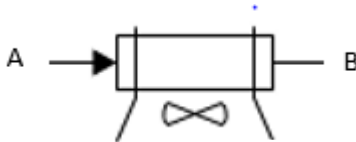
Equipamento			Bomba centrífuga	
Designação			P-601	
Número			1	
Secção			600	
Tipo de Bomba			Bomba com 1 estágio a 3500 rpm	
Função			Bombear LSRN	
Descrição			Bombeia a nafta que sai da unidade 400	
Funcionamento			Contínuo	
Estado Físico		Líquido	Dados de Construção	
Tipo		Horizontal		
Características da Bomba			Altura Manométrica (m)	109,02
			Pressão de vapor (bar)	0,33
Velocidade de sucção (m/s)		1,05	NPSH disponível	110,50
Velocidade de descarga (m/s)		1,90	NPSH teórico	105,28
Caudal (m³/h)		95,98	Material (Carcaça/Rotor)	MS/HTS
ρ (kg/m³)		593,08		
ΔP total		0,16		
Eficiência total (%)		45,00		
Potência (KW)		0,93		
Condições Operatórias				
	Sucção	Descarga		
Pressão (bar)	6,18	6,34		
Temperatura (°C)	38,00	38,00		
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Sucção	7"		
B	Descarga	5"		

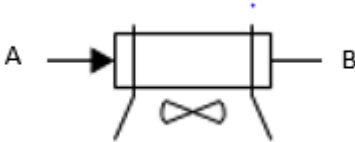
Equipamento	Aero-arrefecedor			
Designação	AC-301			
Número	1			
Secção	300			
Função	Condensação de LSRN			
Descrição	Condensação da mistura rica em Isopentano proveniente do topo da DIP			
Funcionamento	Contínuo			
Parâmetros Operacionais			Dados de Construção	
	Tubos	Ventoinha	Número de Ventoinhas	4
Estado Físico à Entrada do Equipamento	Gás	Gás	Disposição das ventoinhas	Paralelo
Quantidade (ton/h)	47,49	-	Potência por ventoinha (KW)	18,40
Calor trocado (MW)	-4,26		Comprimento de cada ventoinha (m)	3,66
Temperatura de Entrada (°C)	60,03	25,00	Número de Tubos	138
Temperatura de Saída (°C)	58,58	36,25	Comprimento dos Tubos (m)	8,78
Pressão de Operação (bar)	2,74	1,01	Espessura dos Tubos (mm)	2,00
Queda de Pressão (bar)	-	0,0016	Número de Chicanas	4
Resistência por incrustações (m.h. °C/Kcal)	1,40E-03	-	Área total do permutador (m²)	99,00
U (W/m².°C)	554,00			
Velocidade superficial (m/s)	-	3,87		
Material				
Ventoinhas	CS			
Carcaça	CS			
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Entrada	6"		
B	Saída	6"		

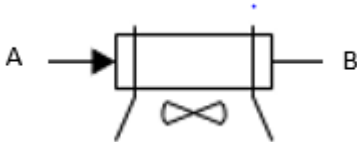
Equipamento	Aero-arrefecedor			
Designação	AC-701			
Número	1			
Secção	700			
Função	Arrefecimento de LSRN			
Descrição	Arrefecimento da LSRN para dar entrada no Reator R-701 A			
Funcionamento	Contínuo			
Parâmetros Operacionais			Dados de Construção	
	Tubos	Ventoinha	Número de Ventoinhas	4
Estado Físico à Entrada do Equipamento	Gás	Gás	Disposição das ventoinhas	Paralelo
Quantidade (ton/h)	77,57	-	Potência por ventoinha (KW)	18,20
Calor trocado (MW)	-13,22		Comprimento de cada ventoinha (m)	3,66
Temperatura de Entrada (°C)	330,00	25,00	Número de Tubos	139
Temperatura de Saída (°C)	120,00	62,53	Comprimento dos Tubos (m)	8,83
Pressão de Operação (bar)	31,40	1,01	Espessura dos Tubos (mm)	2,00
Queda de Pressão (bar)	-	0,0016	Número de Chicanas	4
Resistência por incrustações (m.h. °C/Kcal)	1,40E-03	-	Área total do permutador (m²)	99,00
U (W/m².°C)	554,00			
Velocidade superficial (m/s)	-	3,79		
Material				
Ventoinhas	CS			
Carcaça	CS			
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Entrada	24"		
B	Saída	24"		

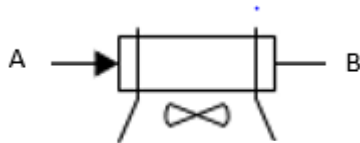
Equipamento	Aero-arrefecedor			
Designação	AC-801			
Número	1			
Secção	800			
Função	Arrefecimento de Gás Ácido			
Descrição	Arrefecimento do gás ácido que sai no topo do Estabilizador			
Funcionamento	Contínuo			
Parâmetros Operacionais			Dados de Construção	
	Tubos	Ventoinha	Número de Ventoinhas	4
Estado Físico à Entrada do Equipamento	Gás	Gás	Disposição das ventoinhas	Paralelo
Quantidade (ton/h)	48,09	-	Potência por ventoinha (KW)	18,10
Calor trocado (MW)	-2,97		Comprimento de cada ventoinha (m)	3,66
Temperatura de Entrada (°C)	77,00	25,00	Número de Tubos	137
Temperatura de Saída (°C)	40,00	33,56	Comprimento dos Tubos (m)	8,71
Pressão de Operação (bar)	14,80	1,01	Espessura dos Tubos (mm)	2,00
Queda de Pressão (bar)	-	0,0016	Número de Chicanas	4
Resistência por incrustações (m.h. °C/Kcal)	-	-	Área total do permutador (m²)	97,00
U (W/m².°C)	554,00			
Velocidade superficial (m/s)	-	3,88		
Material				
Ventoinhas	CS			
Carcaça	CS			
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Entrada	3"		
B	Saída	3"		

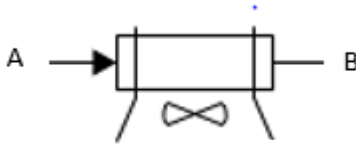
Equipamento	Aero-arrefecedor			
Designação	AC-802			
Número	1			
Secção	800			
Função	Arrefecimento de LSRN			
Descrição	Arrefecimento da alimentação da DP			
Funcionamento	Contínuo			
Parâmetros Operacionais			Dados de Construção	
	Tubos	Ventoinha	Número de Ventoinhas	2
Estado Físico à Entrada do Equipamento	Gás	Gás	Disposição das ventoinhas	Paralelo
Quantidade (ton/h)	56,98	-	Potência por ventoinha (KW)	8,60
Calor trocado (MW)	-2,88		Comprimento de cada ventoinha (m)	2,44
Temperatura de Entrada (°C)	179,58	25,00	Número de Tubos	96
Temperatura de Saída (°C)	120,00	59,85	Comprimento dos Tubos (m)	6,07
Pressão de Operação (bar)	14,90	1,01	Espessura dos Tubos (mm)	2,00
Queda de Pressão (bar)	-	0,0016	Número de Chicanas	2
Resistência por incrustações (m.h. °C/Kcal)	-	-	Área total do permutador (m²)	26,00
U (W/m².°C)	554,00			
Velocidade superficial (m/s)	-	3,80		
Material				
Ventoinhas	CS			
Carcaça	CS			
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Entrada	6"		
B	Saída	6"		

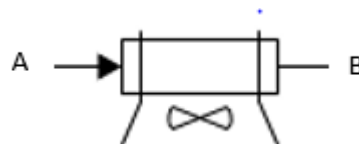
Equipamento	Aero-arrefecedor			
Designação	AC-803			
Número	1			
Secção	800			
Função	Condensação de LSRN			
Descrição	Condensação da nafta rica em n-pentanos que sai no topo da DP			
Funcionamento	Contínuo			
Parâmetros Operacionais			Dados de Construção	
	Tubos	Ventoinha	Número de Ventoinhas	2
Estado Físico à Entrada do Equipamento	Gás	Gás	Disposição das ventoinhas	Paralelo
Quantidade (ton/h)	29,30	-	Potência por ventoinha (KW)	23,50
Calor trocado (MW)	-2,73		Comprimento de cada ventoinha (m)	4,27
Temperatura de Entrada (°C)	64,28	25,00	Número de Tubos	156
Temperatura de Saída (°C)	57,13	36,89	Comprimento dos Tubos (m)	9,93
Pressão de Operação (bar)	2,05	1,01	Espessura dos Tubos (mm)	2,00
Queda de Pressão (bar)	-	0,0016	Número de Chicanas	2
Resistência por incrustações (m.h. °C/Kcal)	-	-	Área total do permutador (m²)	61,00
U (W/m².°C)	554,00			
Velocidade superficial (m/s)	-	3,87		
Material				
Ventoinhas	CS			
Carcaça	CS			
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Entrada	10''		
B	Saída	10''		

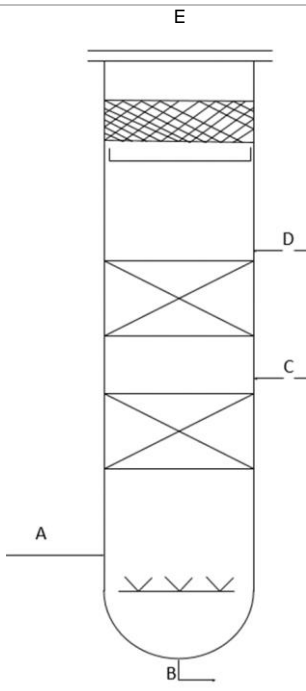
Equipamento	Aero-arrefecedor			
Designação	AC-804			
Número	1			
Secção	800			
Função	Condensação de LSRN			
Descrição	Condensação da nafta que sai no topo da DIH			
Funcionamento	Contínuo			
Parâmetros Operacionais			Dados de Construção	
	Tubos	Ventoinha	Número de Ventoinhas	4
Estado Físico à Entrada do Equipamento	Gás	Gás	Disposição das ventoinhas	Paralelo
Quantidade (ton/h)	38,86	-	Potência por ventoinha (KW)	20,20
Calor trocado (MW)	-3,52		Comprimento de cada ventoinha (m)	3,96
Temperatura de Entrada (°C)	54,00	25,00	Número de Tubos	145
Temperatura de Saída (°C)	50,00	33,96	Comprimento dos Tubos (m)	9,20
Pressão de Operação (bar)	1,30	1,01	Espessura dos Tubos (mm)	2,00
Queda de Pressão (bar)	-	0,0016	Número de Chicanas	4
Resistência por incrustações (m.h. °C/Kcal)	-	-	Área total do permutador (m ²)	107,00
U (W/m ² .°C)	554,00			
Velocidade superficial (m/s)	-	3,88		
Material				
Ventoinhas	CS			
Carcaça	CS			
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Entrada	6"		
B	Saída	6"		

Equipamento	Aero-arrefecedor			
Designação	AC-805			
Número	1			
Secção	800			
Função	Arrefecimento de LSRN			
Descrição	Arrefecimento da nafta que sai que sai na lateral da DIH			
Funcionamento	Contínuo			
Parâmetros Operacionais			Dados de Construção	
	Tubos	Ventoinha	Número de Ventoinhas	2
Estado Físico à Entrada do Equipamento	Líquido	Gás	Disposição das ventoinhas	Paralelo
Quantidade (ton/h)	24,93	-	Potência por ventoinha (KW)	16,90
Calor trocado (MW)	-2,22		Comprimento de cada ventoinha (m)	3,66
Temperatura de Entrada (°C)	80,00	25,00	Número de Tubos	133
Temperatura de Saída (°C)	67,00	38,43	Comprimento dos Tubos (m)	8,44
Pressão de Operação (bar)	21,44	1,01	Espessura dos Tubos (mm)	2,00
Queda de Pressão (bar)	-	0,0016	Número de Chicanas	2
Resistência por incrustações (m.h. °C/Kcal)	-	-	Área total do permutador (m ²)	46,00
U (W/m ² .°C)	554,00			
Velocidade superficial (m/s)	-	3,86		
Material				
Ventoinhas	CS			
Carcaça	CS			
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Entrada	3"		
B	Saída	3"		

Equipamento	Aero-arrefecedor			
Designação	AC-806			
Número	1			
Secção	800			
Função	Arrefecimento de LSRN			
Descrição	Pré-arrefecimento do produto para ser enviado para armazenamento			
Funcionamento	Contínuo			
Parâmetros Operacionais			Dados de Construção	
	Tubos	Ventoinha	Número de Ventoinhas	2
Estado Físico à Entrada do Equipamento	Líquido	Gás	Disposição das ventoinhas	Paralelo
Quantidade (ton/h)	27,17	-	Potência por ventoinha (KW)	6,00
Calor trocado (MW)	-0,58		Comprimento de cada ventoinha (m)	2,13
Temperatura de Entrada (°C)	77,00	25,00	Número de Tubos	79
Temperatura de Saída (°C)	50,00	35,39	Comprimento dos Tubos (m)	5,01
Pressão de Operação (bar)	5,00	1,01	Espessura dos Tubos (mm)	2,00
Queda de Pressão (bar)	-	0,0016	Número de Chicanas	2
Resistência por incrustações (m.h. °C/Kcal)	-	-	Área total do permutador (m²)	19,00
U (W/m².°C)	554,00			
Velocidade superficial (m/s)	-	3,87		
Material				
Ventoinhas	CS			
Carcaça	CS			
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Entrada	10''		
B	Saída	10''		

Equipamento	Aero-arrefecedor			
Designação	AC-807			
Número	1			
Secção	800			
Função	Arrefecimento de LSRN			
Descrição	Pré-arrefecimento do produto para ser enviado para armazenamento			
Funcionamento	Contínuo			
Parâmetros Operacionais			Dados de Construção	
	Tubos	Ventoinha	Número de Ventoinhas	2
Estado Físico à Entrada do Equipamento	Líquido	Gás	Disposição das ventoinhas	Paralelo
Quantidade (ton/h)	32,44	-	Potência por ventoinha (KW)	5,90
Calor trocado (MW)	-0,33		Comprimento de cada ventoinha (m)	2,13
Temperatura de Entrada (°C)	51,99	25,00	Número de Tubos	78
Temperatura de Saída (°C)	37,00	30,24	Comprimento dos Tubos (m)	4,97
Pressão de Operação (bar)	2,74	1,01	Espessura dos Tubos (mm)	2,00
Queda de Pressão (bar)	-	0,0016	Número de Chicanas	2
Resistência por incrustações (m.h. °C/Kcal)	-	-	Área total do permutador (m²)	19,00
U (W/m².°C)	554,00			
Velocidade superficial (m/s)	-	3,89		
Material				
Ventoinhas	CS			
Carcaça	CS			
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Entrada	5"		
B	Saída	5"		

Equipamento	Aero-arrefecedor			
Designação	AC-601			
Número	1			
Secção	600			
Função	Arrefecimento de LSRN			
Descrição	Arrefecimento da nafta que sai da unidade de secagem			
Funcionamento	Contínuo			
Parâmetros Operacionais			Dados de Construção	
	Tubos	Ventoinha	Número de Ventoinhas	2
Estado Físico à Entrada do Equipamento	Líquido	Gás	Disposição das ventoinhas	Paralelo
Quantidade (ton/h)	56,92	-	Potência por ventoinha (KW)	14,40
Calor trocado (MW)	-1,01		Comprimento de cada ventoinha (m)	3,35
Temperatura de Entrada (°C)	68,00	25,00	Número de Tubos	122
Temperatura de Saída (°C)	38,00	32,20	Comprimento dos Tubos (m)	7,75
Pressão de Operação (bar)	19,92	1,01	Espessura dos Tubos (mm)	2,00
Queda de Pressão (bar)	-	0,0016	Número de Chicanas	2
Resistência por incrustações (m.h. °C/Kcal)	-	-	Área total do permutador (m²)	40,00
U (W/m².°C)	554,00			
Velocidade superficial (m/s)	-	3,88		
Material				
Ventoinhas	CS			
Carcaça	CS			
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro		
A	Entrada	4 ¹ / ₂ "		
B	Saída	4 ¹ / ₂ "		

Equipamento:	Coluna de Lavagem	
Designação:	CS-901	
Número	1	
Secção:	900	
Função:	Neutralização dos gases ácidos	
Descrição:	Coluna de lavagem de soda cáustica com 2 leitos de C.A.	
Funcionamento:	Contínuo	
Dados de Construção		
Volume (m^3)	271,68	
Diâmetro (m)	3,66	
Altura (m)	24,43	
C	0,43	
f	304,00	
Espessura da parede dos pratos (mm)	36,03	
Corrosão (mm)	3,00	
Espessura da parede (mm)	9,13	
Pressão de Design (bar)	10,00	
Temperatura de Design (°C)	45,00	
Dados Operacionais		
Temperatura de Operação (°C)	38,00	
Pressão de Operação (bar)	6,18	
ΔP (bar)	1,54E-03	
H leito de carvão ativado (m)	0,40	
Velocidade superficial (m/s)	0,01	
Re	3,64E+04	
Tubuladuras	Descrição	Diâmetro
A	Alimentação Gás ácido	38"
B	Saída de soda cáustica	3"
C	Entrada de soda cáustica	3/4"
D	Entrada de soda cáustica	3/4"
E	Saída de gás	38"

Anexo V

Cálculo das tampas do equipamento

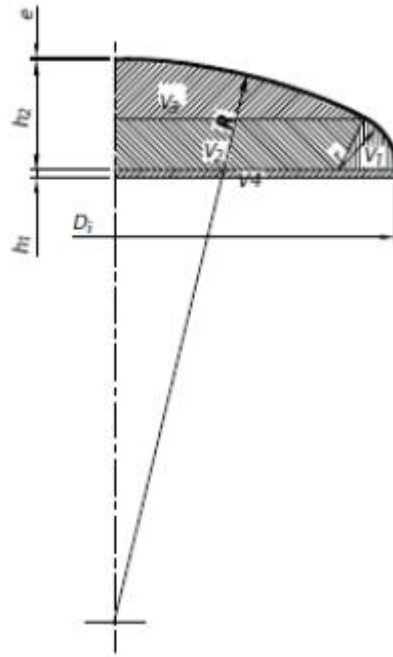


Figura 35 - Esquema representativo da tampa do equipamento

Calculada a espessura da coluna/ reator, sabe-se que, para um dado diâmetro interno, o diâmetro externo é calculado segundo a equação que se segue.

$$D_e = D_i + 2 * e$$

Equação 38

O R, ou raio grande inferior do fundo, é considerado como sendo igual ao diâmetro externo.

$$R = D_e$$

Equação 39

O raio pequeno da aba do fundo, ou r, é considerado como sendo um décimo do diâmetro externo.

$$r = \frac{D_e}{10}$$

Equação 40

Há necessidade de calcular dois parâmetros em radianos, referentes à posição da copula, α e o β .

$$\alpha = \sin^{-1} \left(\frac{\left(\frac{D_i}{2} - r \right)}{R - r} \right)$$

Equação 41

$$\beta = \frac{\pi}{2} - \alpha$$

Equação 42

Em seguida calcula-se h_1 e h_2 e o raio interno.

$$h_1 = 3,5 * e$$

Equação 43

$$h_2 = 0,1935 * D_e - 0,455 * e$$

Equação 44

$$r_{interno} = \frac{D_{interno}}{2}$$

Equação 45

Por fim, calculam-se as 4 componentes do volume, que somadas irão representar o volume de fundo

$$V_1 = \pi * \beta * r^2 * \left(r_{interno} + \cos\left(\frac{\beta}{2}\right) * 4 * \beta * \sin\left(\frac{\frac{\beta}{2}}{3 * \beta}\right) \right)$$

Equação 46

$$V_2 = \frac{\pi}{3} * 0,5 * h_2 * \left(\left(\frac{D_e}{2}\right)^2 + r_{interno}^2 + \frac{D_e}{2} * r_{interno} \right)$$

Equação 47

$$V_3 = \frac{\pi}{6} * (0,5 * h_2) * \left(3 * \left(\frac{D_e}{2}\right)^2 + (0,5 * h_2)^2 \right)$$

Equação 48

$$V_4 = \pi * \left(\frac{D_e}{2}\right)^2 * h_1$$

Equação 49

$$V_{fundo} = V_1 + V_2 + V_3 + V_4$$

Equação 50

Atingido este valor, sabe-se que a altura total da coluna irá ser dada em função deste volume real.

$$H = \frac{V_{real}}{\left(\pi * \left(\frac{D_i}{2}\right)^2 \right)}$$

Equação 51

Anexo VI

Cálculo da queda de pressão por prato.

$$h_t = h_d + h_w + h_{ow} + h_r$$

Equação 52

$$h_d = 51 \times \left(\frac{u_{h,max}}{C_0} \right)^2 \times \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} \right)$$

Equação 53

$$h_r = \frac{12500}{\rho_L}$$

Equação 54

$$h_{ow} = 750 \times \left(\frac{\varphi_{l,min}}{\rho_l \times L_w} \right)^{\frac{2}{3}}$$

Equação 55

$$\Delta P_{prato} = g \times h_t \times 0,001 \times \rho_L$$

Equação 56

Anexo VII

Compatibilidade do equipamento base necessário com o equipamento existentes nas unidades inativas e custo dos equipamentos não compatíveis.

Tabela 93 - Compatibilidade e Custo do Equipamento Base – Caso de Estudo I

Flowsheet	Equipamento	Outra Designação	Compatibilidade	Equipamento Compatível	FONTE	\$	€
CD-301	Coluna de Destilação	DIP	Incompatível		Matche	\$ 311 118,00	278 295,05 €
CD-801	Coluna de Destilação	Estabilizador	Incompatível		Matche	\$ 458 730,00	410 333,99 €
CD-802	Coluna de Destilação	DP	Incompatível		Matche	\$ 199 462,00	178 418,76 €
CD-803	Coluna de Destilação	DIH	Incompatível		Matche	\$ 265 535,00	237 521,06 €
CS-901	Coluna de Lavagem		Incompatível		Matche	\$ 11 500,00	10 286,75 €
D-301	Acumulador		Compatível	D-303	Matche	\$ -	- €
D-601	Acumulador		Compatível	D-403	Matche	\$ -	- €
D-801	Acumulador		Incompatível		Matche	\$ 57 100,00	51 075,95 €
D-802	Acumulador		Compatível	D-473	Matche	\$ -	- €
D-803	Acumulador		Compatível	D-304	Matche	\$ -	- €
E-301	Permutador		N/A		Matche	\$ 4 731,00	4 231,88 €
E-302	Permutador		Incompatível		Matche	\$ 2 674,00	2 391,89 €
E-303	Kettle		Incompatível		Matche	\$ 47 407,00	42 405,56 €
E-501	Condensador		Incompatível		Matche	\$ 4 026,00	3 601,26 €
E-701	Permutador		Incompatível		Matche	\$ 7 675,00	6 865,29 €
E-702	Condensador		Incompatível		Matche	\$ 4 177,00	3 736,33 €
E-703	Condensador		Incompatível		Matche	\$ 5 572,00	4 984,15 €
E-801	Kettle		Incompatível		Matche	\$ 72 386,00	64 749,28 €
E-802	Condensador		Incompatível		Matche	\$ 6 061,00	5 421,56 €
E-803	Permutador		Incompatível		Matche	\$ 9 559,00	8 550,53 €
E-804	Kettle		Incompatível		Matche	\$ 43 754,00	39 137,95 €
E-805	Permutador		Compatível	E-306	Matche	\$ -	- €

Tabela 94 - Continuação da Tabela anterior

E-806	Kettle		Compatível	E-408	Matche	\$ -	- €
E-807	Kettle		Compatível	E-405	Matche	\$ -	- €
E-808	Condensador		Compatível	E-305	Matche	\$ -	- €
E-809	Permutador		Incompatível		Matche	\$ 2 775,00	2 482,24 €
AC-301	Aero-Arrefecedor		Compatível	E-315	Matche	\$ -	- €
AC-601	Aero-Arrefecedor		Incompatível		Matche	\$ 11 524,00	10 308,22 €
AC-701	Aero-Arrefecedor		Incompatível		Matche	\$ 15 666,00	14 013,24 €
AC-801	Aero-Arrefecedor		Incompatível		Matche	\$ 13 108,00	11 725,11 €
AC-802	Aero-Arrefecedor		Compatível	E-316	Matche	\$ -	- €
AC-803	Aero-Arrefecedor		N/A		Matche	\$ 36 952,00	33 053,56 €
AC-804	Aero-Arrefecedor		Incompatível		Matche	\$ 6 796,00	6 079,02 €
AC-805	Aero-Arrefecedor		Compatível	E-474	Matche	\$ -	- €
RV-501	Revaporizador		Incompatível		Matche	\$ 137 368,00	122 875,68 €
RS-501	Aquecedor Elétrico		Incompatível		Matche	\$ 53 200,00	47 587,40 €
R-701	Reator		Incompatível		Matche	\$ 112 970,00	101 051,67 €
R-702 A	Reator		Incompatível		Matche	\$ 125 836,00	112 560,30 €
R-702 B	Reator		Incompatível		Matche	\$ 125 836,00	112 560,30 €
DR-201 A	Coluna de Secagem		Incompatível		Matche	\$ 60 975,00	54 542,14 €
DR-201 B	Coluna de Secagem		Incompatível		Matche	\$ 60 975,00	54 542,14 €
DR-401 A	Coluna de Secagem		Incompatível		Matche	\$ 76 209,00	68 168,95 €
DR-401 B	Coluna de Secagem		Incompatível		Matche	\$ 76 209,00	68 168,95 €
P-301	Bomba		N/A		Matche	\$ 8 100,00	7 245,45 €
P-302	Bomba		N/A		Matche	\$ 11 300,00	10 107,85 €
P-303	Bomba		N/A		Matche	\$ 11 300,00	10 107,85 €
P-304	Bomba		N/A		Matche	\$ 11 300,00	10 107,85 €

Tabela 95 - Continuação da Tabela anterior

P-801	Bomba		N/A		Matche	\$ 21 500,00	19 231,75 €
P-802	Bomba		N/A		Matche	\$ 7 000,00	6 261,50 €
P-803	Bomba		N/A		Matche	\$ 11 300,00	10 107,85 €
P-804	Bomba		N/A		Matche	\$ 9 300,00	8 318,85 €
P-805	Bomba		N/A		Matche	\$ 7 000,00	6 261,50 €
P-806	Bomba		N/A		Matche	\$ 5 700,00	5 098,65 €
P-807	Bomba		N/A		Matche	\$ 11 300,00	10 107,85 €
P-808	Bomba		N/A		Matche	\$ 5 000,00	4 472,50 €
P-809	Bomba		N/A		Matche	\$ 9 300,00	8 318,85 €
P-810	Bomba		N/A		Matche	\$ 7 000,00	6 261,50 €
P-501	Bomba		N/A		Matche	\$ 2 600,00	2 325,70 €
P-901	Bomba		N/A		Matche	\$ 2 400,00	2 146,80 €
P-601	Bomba		N/A		Matche	\$ 8 100,00	7 245,45 €
C-201	Compressor		N/A		Matche	\$ 200,00	178,90 €
C-701	Compressor		N/A		Matche	\$ 200,00	178,90 €
C-702	Compressor		N/A		Matche	\$ 100,00	89,45 €
C-801	Compressor		N/A		Matche	\$ 100,00	89,45 €
				TOTAL		\$ 2 577 966,00	<u>2 305 990,59 €</u>

Caso de Estudo II

Tabela 96 - Compatibilidade e Custo do Equipamento Base – Caso de Estudo II

Flowsheet	Equipamento	Outra Designação	Compatibilidade	Equipamento Compatível		\$	€
CD-301	Coluna de Destilação	DIP	Compatível			\$ 328 654,00	293 981,00 €
CD-801	Coluna de Destilação	Estabilizador	Incompatível			\$ 408 729,00	365 608,09 €
CD-802	Coluna de Destilação	DP	Incompatível			\$ 247 260,00	221 174,07 €
CD-803	Coluna de Destilação	DIH	Incompatível			\$ 420 655,00	376 275,90 €
CS-901	Coluna de Lavagem		Incompatível			\$ 20 600,00	18 426,70 €
D-301	Acumulador		Compatível	D-304		\$ -	- €
D-601	Acumulador		Compatível	D-301		\$ -	- €
D-801	Acumulador		Incompatível			\$ 50 000,00	44 725,00 €
D-802	Acumulador		Compatível	D-302		\$ -	- €
D-803	Acumulador		Compatível	D-403		\$ -	- €
E-301	Permutador		Compatível	E-306		\$ -	- €
E-302	Permutador		Incompatível			\$ 3 976,00	3 556,53 €
E-303	Kettle		Incompatível			\$ 44 265,00	39 595,04 €
E-501	Condensador		Incompatível			\$ 9 304,00	8 322,43 €
E-701	Permutador		Incompatível			\$ 11 878,00	10 624,87 €
E-702	Condensador		Incompatível			\$ 5 823,00	5 208,67 €
E-703	Condensador		Incompatível			\$ 9 268,00	8 290,23 €
E-801	Kettle		Incompatível			\$ 90 282,00	80 757,25 €
E-802	Condensador		Incompatível			\$ 10 786,00	9 648,08 €
E-803	Permutador		Incompatível			\$ 10 345,00	9 253,60 €
E-804	Kettle		Compatível	E-307		\$ -	- €
E-805	Permutador		Incompatível			\$ 24 033,00	21 497,52 €

Tabela 97 - Continuação da Tabela anterior

E-806	Kettle		Compatível	E-304		\$ -	- €
E-807	Kettle		Incompatível			\$ 43 000,00	38 463,50 €
E-808	Condensador		Compatível	E-305		\$ -	- €
E-809	Permutador		Incompatível			\$ 3 774,00	3 375,84 €
AC-301	Aero-Arrefecedor		Compatível	E-313		\$ -	- €
AC-601	Aero-Arrefecedor		Incompatível			\$ 17 941,00	16 048,22 €
AC-701	Aero-Arrefecedor		Incompatível			\$ 26 289,00	23 515,51 €
AC-801	Aero-Arrefecedor		Compatível	E-315		\$ -	- €
AC-802	Aero-Arrefecedor		Incompatível			\$ 14 961,00	13 382,61 €
AC-803	Aero-Arrefecedor		Incompatível			\$ 21 434,00	19 172,71 €
AC-804	Aero-Arrefecedor		Compatível	E-312		\$ -	- €
AC-805	Aero-Arrefecedor		Incompatível			\$ 19 030,00	17 022,34 €
AC-806	Aero-Arrefecedores		Compatível	E-316		\$ -	- €
AC-807	Aero-Arrefecedores		Compatível	E-314		\$ -	- €
RV-501	Revaporizador		Incompatível			\$ 28 363,00	25 370,70 €
RS-501	Aquecedor Elétrico		Incompatível			\$ 60 000,00	53 670,00 €
R-701	Reator		Incompatível			\$ 140 000,00	125 230,00 €
R-702 A	Reator		Incompatível			\$ 249 500,00	223 177,75 €
R-702 B	Reator		Incompatível			\$ 249 500,00	223 177,75 €
DR-201	Coluna de Secagem		N/A			\$ 14 300,00	12 791,35 €
DR-201	Coluna de Secagem		N/A			\$ 14 300,00	12 791,35 €
DR-401	Coluna de Secagem		N/A			\$ 22 500,00	20 126,25 €
DR-401	Coluna de Secagem		N/A			\$ 22 500,00	20 126,25 €
P-301	Bomba		N/A			\$ 13 600,00	12 165,20 €
P-302	Bomba		N/A			\$ 15 600,00	13 954,20 €
P-303	Bomba		N/A			\$ 17 400,00	15 564,30 €
P-304	Bomba		N/A			\$ 17 400,00	15 564,30 €

Tabela 98 - Continuação da Tabela anterior

P-801	Bomba		N/A			\$ 37 300,00	33 364,85 €
P-802	Bomba		N/A			\$ 11 400,00	10 197,30 €
P-803	Bomba		N/A			\$ 17 400,00	15 564,30 €
P-804	Bomba		N/A			\$ 20 700,00	18 516,15 €
P-805	Bomba		N/A			\$ 8 900,00	7 961,05 €
P-806	Bomba		N/A			\$ 21 500,00	19 231,75 €
P-807	Bomba		N/A			\$ 20 700,00	18 516,15 €
P-808	Bomba		N/A			\$ 11 400,00	10 197,30 €
P-809	Bomba		N/A			\$ 13 600,00	12 165,20 €
P-810	Bomba		N/A			\$ 13 600,00	12 165,20 €
P-501	Bomba		N/A			\$ 3 800,00	3 399,10 €
P-901	Bomba		N/A			\$ 7 500,00	6 708,75 €
P-601	Bomba		N/A			\$ 15 600,00	13 954,20 €
C-201	Compressor		N/A			\$ 500,00	447,25 €
C-701	Compressor		N/A			\$ 400,00	357,80 €
C-702	Compressor		N/A			\$ 300,00	268,35 €
C-801	Compressor		N/A			\$ 1 800,00	1 610,10 €
						\$ 2 913 650,00	<u>2 606 259,93 €</u>

Anexo VIII

Acumuladores

Parâmetros	D-0301	D-0302	D-0303	D-0304	D-0305	D-0306	D-0307	D-0308
T Operação (°C)	177	121	177	127	147	177	70	189
T Design (°C)	205	200	210	210	200	235	235	250
P Operação (bar)	3,98	1,15	9,57	1,15	1,36	1,19	1,18	2,14
P Design (bar)	10,35	3,43	10,35	3,43	3,43	3,43	3,43	3,43
Volume (m³)	15,9	33,5	9,9	15,4	55,3	1,57	18,45	75,9
Corrosão admitida (mm)	3,2	3,2	3,2	3,2	3,2	3,2	3,2	3,2
Material	ASTM A 285	ASTM A 285	ASTM A 285	ASTM A 285	ASTM A 285	ASTM A 285	ASTM A 285	ASTM A 285

Parâmetros	D-0401	D-0402	D-0403	D-0404	D-0405	D-0471	D-0472	D-0473
T Operação (°C)	177	38	30	38	38	156	121	143
T Design (°C)	205	121	121	121	100	204	205	227
P Operação (bar)	3,98		6,08		4,41	1,44	1,08	1,08
P Design (bar)	10,35		7,94		6,89	3,43	3,43	3,43
Volume (m³)	15,9	0,24	9,4	0,24	33,4	62,4	57,9	4,9
Corrosão admitida (mm)	3,2		3,2		3,2	3,2	3,2	3,2
Material	ASTM A 285	ASTM A 283	ASTM A 516	ASTM A 283	ASTM A 285	ASTM A 285	ASTM A 285	DIN 17 155

Colunas

Parâmetros	T-0301	T-0302	T-0303	T-0306	T-0307	T-0309	T-0310	T-0311
T Operação (°C)	205	205	191	189	145	206	38	38
T Design (°C)	171	177	280	288	195	290	125	232
P Operação (bar)	14,02	14,02	1,8	3,43	1,8	1,53	1,18	1,11
P Design (bar)	16,57	16,57	3,43	5,2	3,43	3,52	3,44	3,43
Volume (m ³)	223	223	519	208	49,34	3,92	1	55,7
Altura (m)	8,15	8,15	45,76	35	41,93	13,00		
Diâmetro (m)	4,27	4,27	3,8	2,75	1,224	0,62		
Material	ASTM A 285	ASTM A 285	ASTM A 285	ASTM A 285	ASTM A 285	ASTM A 285	ASTM A 285	ASTM A 285
Forma	Cilíndrica	Cilíndrica	Cilíndrica	Cilíndrica	Cilíndrica	Cilíndrica	Cilíndrica	(Sem topo)
Pratos								
Nº			65	50	60	20		
Espaçamento (m)			0,610	0,610	0,610	0,457		
Material								

Parâmetros	T-0401	T-0402	T-0403	T-0404	T-0405	T-0471	T-0472
T Operação (°C)			176	38	38		
T Design (°C)	260		233	121	121	218	207
P Operação (bar)	7,26		13,73	4,61	23,05	3,45	
P Design (bar)	8,04		15,20	7,94	25,69	5,20	1,079
Volume (m ³)			76,8	10,75	10,13	969,12	
Altura (m)	103,4		5,62	5,62		58,953	
Diâmetro (m)	1,45; 2,35	0,66	3,10	1,60	0,81; 1,6	4,575	1,22
Material	ASTM A 285	ASTM A 285	ASTM A 285	ASTM A 285	ASTM A 285	CS	ASTM A 285
Forma	Afunilada	Cilíndrica	Cilíndrica	Cilíndrica	Afunilada	Cilíndrica	Cilíndrica
Pratos							
Nº		20				130	
Espaçamento (m)						0,457	
Material						CS	

Permutadores

	E-0301	E-0302	E-0303	E-0304	E-0305	E-0306	E-0307	E-0308	E-0309	E-0310	E-0311
Tipo	Kettle						Kettle				
Área (m ²)	51,3	190,1	10,84	123,5	23	175,5	46,6	328	7,48	19	31,96
Q (Kcal/h)	64764	1217160	-27720	829000	229320	1058400	448560	549360	-2772	103320	-181440
Baffle	Segmental	Segmental	Segmental	Segmental	Segmental	Segmental	Segmental	Segmental	Segmental	Segmental	Segmental
Carcaça											
P design (bar)	23,54	7,85	3,43	7,35	6,86	4,41	4,41	13,24	13,24	6,86	3,43
T design (°C)	205	220	200	235	250	145	195	195	180	195	290
D carcaça (mm)	489	838		686	357	787	489	305	60,3	305	114,3
Pitch (mm)	25,4	23,4		28,58	43,2	25,4	25,4	25,4	38,10	25,4	60,4
Material	CS	CS	CS	CS	CS	CS	CS	CS	CS	CS	CS
Passagens	1	1	1	1	1	2	2	1	1	1	2
Tubo											
P design (bar)	17,26	6,37	6,86	0,98	23,05	24,52	17,26	6,86	6,86	9,81	16,67
T design (°C)	310	280	65	275	210	250	310	65	65	195	210
Passagens	2	6	1	4	4	2	2	2	1	4	1
Número de tubos	192	605	24	432	80	614	216	76	24	66	40
Espessura (mm)	2,1	2,1	2,1	2,1	2,1	2,1	2,1	2,1	3	2,1	3,7
OD (mm)	19,05	19,05	19,05	19,05	19,05	19,05	19,05	19,05	25,4	19,05	48,3
L (m)	4,88	4,88	7,33		4,88	4,88	10,24		6,01	4,88	3,66
Material	CS	CS	CS	CS	CS	CS	CS	CS	CS	CS	CS

	E-401	E-0403	E-0405	E-0407	E-0408	E-0409	E-0473
Tipo					Kettle		
Área (m ²)	1194	328	50,1	112,1	19,4	28,5	14,96
Q (Kcal/h)	21813120	1572480	1590120		269640	103320	30240
<i>Baffle</i>	Segmental	Segmental	Segmental	Segmental	Segmental	Segmental	Segmental
Carcaça							
P design (bar)	25,5	25,5	25,01	8,34	10,79	10,4	11,8
T design (°C)	485	125	230	125	195	191	255
D carcaça (mm)	1397	797	438	635	207	88,9	60,3
Pitch (mm)	25,4	25,4	25,4	25,4	25,4	72,45	38,1
Material	CS	CS	CS	CS	CS	CS	CS
Passagens	1	1	1	1	1	1	1
Tubos							
P design (bar)	26,48	6,86	16,18	6,86	17,26	6,86	17,1
T design (°C)	415	65	260	65	310	66	210
Passagens	1	6	2	4	2	1	1
Número de tubos	1322	512	160	372	136	40	31
Espessura (mm)	2,1	2,1	2,1		2,1	3,7	2,1
OD (m)	19,05	19,05	19,05		19,05	48,3	25,4
L (m)			3,05		4,88	6,01	6,01
material	CS	CS	CS	CS	CS	CS	CS

Anexo IX

Preços mínimos, médios e máximos da matéria-prima, produto e subproduto.

Hidrogénio	€/ton mínimo	€/ton médio	€/ton máximo	Diferenças anuais verificadas
2013	532,00 €	562,20 €	611,10 €	79,10 €
2014	320,20 €	508,20 €	568,90 €	248,70 €
2015	178,80 €	292,70 €	375,60 €	196,80 €
2016 (Jan- Jul)	144,60 €	203,70 €	264,40 €	119,80 €

Alquilado	€/ton mínimo	€/ton médio	€/ton máximo	Diferenças anuais verificadas
2013	780,80 €	852,70 €	943,70 €	162,90 €
2014	537,80 €	786,20 €	876,30 €	338,50 €
2015	448,80 €	607,40 €	763,60 €	314,80 €
2016 (Jan- Jul)	371,70 €	472,90 €	570,70 €	199,00 €

Reformado	€/ton mínimo	€/ton médio	€/ton máximo	Diferenças anuais verificadas
2013	684,30 €	743,50 €	830,50 €	146,20 €
2014	469,40 €	680,10 €	759,40 €	290,00 €
2015	381,70 €	519,80 €	637,30 €	255,60 €
2016 (Jan- Jul)	340,20 €	408,30 €	467,60 €	127,40 €

Fuel-Gás	€/ton mínimo	€/ton médio	€/ton máximo	Diferenças anuais verificadas
2013	531,70 €	562,60 €	615,90 €	84,20 €
2014	319,00 €	490,60 €	553,70 €	234,70 €
2015	261,00 €	388,80 €	457,70 €	196,70 €
2016 (Jan- Jul)	375,70 €	419,60 €	515,70 €	140,00 €

Anexo X

Tabela 99 - Plano de Investimento para os primeiros dois anos – Caso de Estudo I

2016						
	Janeiro	Fevereiro	Março	Abril	Maio	Junho
1. Custos Fixos						
1.1. Custos Diretos						
Equipamento Base						461 198,12 €
Montagem						
Condutas						299 778,78 €
Utilidades						
Instrumentação e Controlo						96 082,94 €
Edifícios						
Terrenos e Preparação de Terrenos	207 539,15 €	1 002,60 €	1 002,60 €	1 002,60 €	1 002,60 €	1 002,60 €
Instalação Elétrica						
Isolamentos Térmicos						
Total	207 539,15 €	1 002,60 €	1 002,60 €	1 002,60 €	1 002,60 €	858 062,44 €
1.2. Custos Indiretos						
Projeto e Fiscalização	45 485,66 €	45 485,66 €	45 485,66 €	45 485,66 €	45 485,66 €	45 485,66 €
Despesas de Empreitada			151 618,88 €	151 618,88 €	151 618,88 €	151 618,88 €
Provisões para Imprevistos	59 131,36 €	59 131,36 €	59 131,36 €	59 131,36 €	47 305,09 €	47 305,09 €
Total	104 617,03 €	104 617,03 €	256 235,91 €	256 235,91 €	244 409,64 €	244 409,64 €
2. Capital Circulante						
3. Investimento Mensal	312 156,18 €	105 619,63 €	257 238,51 €	257 238,51 €	245 412,24 €	1 102 472,08 €
4. Investimento Acumulado	312 156,18 €	417 775,81 €	675 014,33 €	932 252,84 €	1 177 665,08 €	2 280 137,16 €
5. Capital Próprio	10 594 154,14 €	10 176 378,32 €	9 501 364,00 €	8 569 111,16 €	7 391 446,08 €	5 111 308,92 €
6. Capital Alheio						
7. Capital Alheio Acumulado						
8. Juros Intercalares						
9. Juros Intercalares Acumulados						
10. Investimento Total com Juros	312 156,18 €	417 775,81 €	675 014,33 €	932 252,84 €	1 177 665,08 €	2 280 137,16 €

2016						
	Julho	Agosto	Setembro	Outubro	Novembro	Dezembro
1. Custos Fixos						
1.1. Custos Diretos						
Equipamento Base	614 930,82 €	614 930,82 €	614 930,82 €			
Montagem	172 949,29 €	172 949,29 €	172 949,29 €	172 949,29 €	172 949,29 €	172 949,29 €
Conduatas	399 705,04 €	399 705,04 €	399 705,04 €			
Utilidades				- €	- €	- €
Instrumentação e Controlo	96 082,94 €	96 082,94 €	96 082,94 €	96 082,94 €	96 082,94 €	
Edifícios						
Terrenos e Preparação de Terrenos	1 002,60 €	1 002,60 €	1 002,60 €	1 002,60 €	1 002,60 €	1 002,60 €
Instalação Elétrica	46 119,81 €	46 119,81 €	46 119,81 €	46 119,81 €	46 119,81 €	
Isolamentos Térmicos						26 354,18 €
Total	1 330 790,51 €	1 330 790,51 €	1 330 790,51 €	316 154,65 €	316 154,65 €	200 306,08 €
1.2. Custos Indiretos						
Projeto e Fiscalização	45 485,66 €	45 485,66 €	45 485,66 €	45 485,66 €	45 485,66 €	45 485,66 €
Despesas de Empreitada	151 618,88 €	151 618,88 €				
Provisões para Imprevistos	47 305,09 €	47 305,09 €	47 305,09 €	47 305,09 €	47 305,09 €	47 305,09 €
Total	244 409,64 €	244 409,64 €	92 790,76 €	92 790,76 €	92 790,76 €	92 790,76 €
2. Capital Circulante						
3. Investimento Mensal	1 575 200,15 €	1 575 200,15 €	1 423 581,27 €	408 945,41 €	408 945,41 €	293 096,83 €
4. Investimento Acumulado	3 855 337,30 €	5 430 537,45 €	6 854 118,71 €	7 263 064,12 €	7 672 009,53 €	7 965 106,36 €
5. Capital Próprio	1 255 971,61 €					
6. Capital Alheio		4 174 565,84 €	1 423 581,27 €	408 945,41 €	408 945,41 €	293 096,83 €
7. Capital Alheio Acumulado		4 174 565,84 €	5 598 147,10 €	6 007 092,51 €	6 416 037,91 €	6 709 134,75 €
8. Juros Intercalares		22 293,51 €	29 895,89 €	32 079,79 €	34 263,69 €	35 828,92 €
9. Juros Intercalares Acumulados		22 293,51 €	52 189,41 €	84 269,20 €	118 532,89 €	154 361,82 €
10. Investimento Total com Juros	3 855 337,30 €	5 452 830,96 €	6 906 308,12 €	7 347 333,32 €	7 790 542,42 €	8 119 468,18 €

Continuação da Tabela Anterior

2017						
	Janeiro	Fevereiro	Março	Abril	Maio	Junho
1. Custos Fixos						
1.1. Custos Diretos						
Equipamento Base						
Montagem						
Conduitas						
Utilidades	- €	- €				
Instrumentação e Controlo						
Edifícios						
Terrenos e Preparação de Terrenos	1 002,60 €	1 002,60 €	1 002,60 €	1 002,60 €	1 002,60 €	1 002,60 €
Instalação Elétrica						
Isolamentos Térmicos	26 354,18 €	26 354,18 €	26 354,18 €	26 354,18 €	26 354,18 €	26 354,18 €
Total	27 356,78 €	27 356,78 €	27 356,78 €	27 356,78 €	27 356,78 €	27 356,78 €
1.2. Custos Indiretos						
Projeto e Fiscalização	30 323,78 €	30 323,78 €	30 323,78 €	30 323,78 €	30 323,78 €	30 323,78 €
Despesas de Empreitada						
Provisões para Imprevistos	47 305,09 €	47 305,09 €	47 305,09 €	47 305,09 €	47 305,09 €	47 305,09 €
Total	77 628,87 €	77 628,87 €	77 628,87 €	77 628,87 €	77 628,87 €	77 628,87 €
2. Capital Circulante						
3. Investimento Mensal	104 985,65 €	104 985,65 €	104 985,65 €	104 985,65 €	104 985,65 €	104 985,65 €
4. Investimento Acumulado	8 070 092,01 €	8 175 077,66 €	8 280 063,31 €	8 385 048,96 €	8 490 034,61 €	8 595 020,26 €
5. Capital Próprio						
6. Capital Alheio	104 985,65 €	104 985,65 €	104 985,65 €	104 985,65 €	104 985,65 €	104 985,65 €
7. Capital Alheio Acumulado	6 814 120,40 €	6 919 106,05 €	7 024 091,70 €	7 129 077,34 €	7 234 062,99 €	7 339 048,64 €
8. Juros Intercalares	36 389,58 €	36 950,24 €	37 510,89 €	38 071,55 €	38 632,21 €	39 192,86 €
9. Juros Intercalares Acumulados	190 751,40 €	227 701,63 €	265 212,53 €	303 284,08 €	341 916,28 €	381 109,15 €
10. Investimento Total com Juros	8 260 843,41 €	8 402 779,29 €	8 545 275,83 €	8 688 333,03 €	8 831 950,89 €	8 976 129,41 €

Continuação da Tabela Anterior

2017						
	Julho	Agosto	Setembro	Outubro	Novembro	Dezembro
1. Custos Fixos						
1.1. Custos Diretos						
Equipamento Base						
Montagem						
Conduitas						
Utilidades						
Instrumentação e Controlo						
Edifícios						
Terrenos e Preparação de Terrenos	1 002,60 €	1 002,60 €	1 002,60 €	1 002,60 €	1 002,60 €	1 002,60 €
Instalação Elétrica						
Isolamentos Térmicos						
Total	1 002,60 €	1 002,60 €	1 002,60 €	1 002,60 €	1 002,60 €	1 002,60 €
1.2. Custos Indiretos						
Projeto e Fiscalização	30 323,78 €	30 323,78 €	30 323,78 €	30 323,78 €	30 323,78 €	30 323,78 €
Despesas de Empreitada						
Provisões para Imprevistos	47 305,09 €	47 305,09 €	47 305,09 €	47 305,09 €	47 305,09 €	47 305,09 €
Total	77 628,87 €	77 628,87 €	77 628,87 €	77 628,87 €	77 628,87 €	77 628,87 €
2. Capital Circulante			2 061 198,65 €	2 061 198,65 €	2 061 198,65 €	2 061 198,65 €
3. Investimento Mensal	78 631,47 €	78 631,47 €	2 139 830,12 €	2 139 830,12 €	2 139 830,12 €	2 139 830,12 €
4. Investimento Acumulado	8 673 651,73 €	8 752 283,20 €	10 892 113,32 €	13 031 943,44 €	15 171 773,56 €	17 311 603,68 €
5. Capital Próprio						
6. Capital Alheio	78 631,47 €	78 631,47 €	2 139 830,12 €	2 139 830,12 €	2 139 830,12 €	2 139 830,12 €
7. Capital Alheio Acumulado	7 417 680,12 €	7 496 311,59 €	9 636 141,71 €	11 775 971,83 €	13 915 801,95 €	16 055 632,07 €
8. Juros Intercalares	39 612,78 €	40 032,70 €	51 460,07 €	62 887,45 €	74 314,83 €	85 742,20 €
9. Juros Intercalares Acumulados	420 721,93 €	460 754,63 €	512 214,70 €	575 102,15 €	649 416,98 €	735 159,18 €
10. Investimento Total com Juros	9 094 373,66 €	9 213 037,83 €	11 404 328,02 €	13 607 045,59 €	15 821 190,54 €	18 046 762,86 €

Tabela 100 - Plano de Investimento nos primeiros 2 anos - Caso de Estudo II

2016						
	Janeiro	Fevereiro	Março	Abril	Maiο	Junho
1. Custos Fixos						
1.1. Custos Diretos						
Equipamento Base						521 251,99 €
Montagem						
Condutas						338 813,79 €
Utilidades						
Instrumentação e Controlo						108 594,16 €
Edifícios						
Terrenos e Preparação de Terrenos	234 563,39 €	1 133,16 €	1 133,16 €	1 133,16 €	1 133,16 €	1 133,16 €
Instalação Elétrica						
Isolamentos Térmicos						
Total	234 563,39 €	1 133,16 €	1 133,16 €	1 133,16 €	1 133,16 €	969 793,10 €
1.2. Custos Indiretos						
Projeto e Fiscalização	57 272,56 €	57 272,56 €	57 272,56 €	57 272,56 €	57 272,56 €	57 272,56 €
Despesas de Empreitada			190 908,54 €	190 908,54 €	190 908,54 €	190 908,54 €
Provisões para Imprevistos	74 454,33 €	74 454,33 €	74 454,33 €	74 454,33 €	59 563,46 €	59 563,46 €
Total	131 726,89 €	131 726,89 €	322 635,43 €	322 635,43 €	307 744,57 €	307 744,57 €
2. Capital Circulante						
3. Investimento Mensal	366 290,29 €	132 860,05 €	323 768,59 €	323 768,59 €	308 877,72 €	1 277 537,66 €
4. Investimento Acumulado	366 290,29 €	499 150,33 €	822 918,92 €	1 146 687,51 €	1 455 565,23 €	2 733 102,89 €
5. Capital Próprio	10 540 020,07 €	10 040 869,74 €	9 217 950,82 €	8 071 263,31 €	6 615 698,07 €	3 882 595,18 €
6. Capital Alheio						
7. Capital Alheio Acumulado						
8. Juros Intercalares						
9. Juros Intercalares Acumulados						
10. Investimento Total com Juros	366 290,29 €	499 150,33 €	822 918,92 €	1 146 687,51 €	1 455 565,23 €	2 733 102,89 €

Tabela 101 - Continuação da Tabela anterior

2016						
	Julho	Agosto	Setembro	Outubro	Novembro	Dezembro
1. Custos Fixos						
1.1. Custos Diretos						
Equipamento Base	695 002,65 €	695 002,65 €	695 002,65 €			
Montagem	195 469,49 €	195 469,49 €	195 469,49 €	195 469,49 €	195 469,49 €	195 469,49 €
Conduitas	451 751,72 €	451 751,72 €	451 751,72 €			
Utilidades				156 375,60 €	156 375,60 €	156 375,60 €
Instrumentação e Controlo	108 594,16 €	108 594,16 €	108 594,16 €	108 594,16 €	108 594,16 €	
Edifícios						
Terrenos e Preparação de Terrenos	1 133,16 €	1 133,16 €	1 133,16 €	1 133,16 €	1 133,16 €	1 133,16 €
Instalação Elétrica	52 125,20 €	52 125,20 €	52 125,20 €	52 125,20 €	52 125,20 €	
Isolamentos Térmicos						29 785,83 €
Total	1 504 076,38 €	1 504 076,38 €	1 504 076,38 €	513 697,61 €	513 697,61 €	382 764,07 €
1.2. Custos Indiretos						
Projeto e Fiscalização	57 272,56 €	57 272,56 €	57 272,56 €	57 272,56 €	57 272,56 €	57 272,56 €
Despesas de Empreitada	190 908,54 €	190 908,54 €				
Provisões para Imprevistos	59 563,46 €	59 563,46 €	59 563,46 €	59 563,46 €	59 563,46 €	59 563,46 €
Total	307 744,57 €	307 744,57 €	116 836,03 €	116 836,03 €	116 836,03 €	116 836,03 €
2. Capital Circulante						
3. Investimento Mensal	1 811 820,95 €	1 811 820,95 €	1 620 912,41 €	630 533,63 €	630 533,63 €	499 600,10 €
4. Investimento Acumulado	4 544 923,84 €	6 356 744,79 €	7 977 657,19 €	8 608 190,83 €	9 238 724,46 €	9 738 324,56 €
5. Capital Próprio						
6. Capital Alheio	662 328,66 €	1 811 820,95 €	1 620 912,41 €	630 533,63 €	630 533,63 €	499 600,10 €
7. Capital Alheio Acumulado	662 328,66 €	2 474 149,60 €	4 095 062,01 €	4 725 595,65 €	5 356 129,28 €	5 855 729,38 €
8. Juros Intercalares	3 537,05 €	13 212,75 €	21 868,94 €	25 236,19 €	28 603,44 €	31 271,47 €
9. Juros Intercalares Acumulados	3 537,05 €	16 749,80 €	38 618,73 €	63 854,93 €	92 458,37 €	123 729,83 €
10. Investimento Total com Juros	4 548 460,89 €	6 373 494,58 €	8 016 275,93 €	8 672 045,75 €	9 331 182,83 €	9 862 054,39 €

Tabela 102 - Continuação da Tabela anterior

2017						
	Janeiro	Fevereiro	Março	Abril	Maio	Junho
1. Custos Fixos						
1.1. Custos Diretos						
Equipamento Base						
Montagem						
Condutas						
Utilidades	156 375,60 €	156 375,60 €				
Instrumentação e Controlo						
Edifícios						
Terrenos e Preparação de Terrenos	1 133,16 €	1 133,16 €	1 133,16 €	1 133,16 €	1 133,16 €	1 133,16 €
Instalação Elétrica						
Isolamentos Térmicos	29 785,83 €	29 785,83 €	29 785,83 €	29 785,83 €	29 785,83 €	29 785,83 €
Total	187 294,58 €	187 294,58 €	30 918,98 €	30 918,98 €	30 918,98 €	30 918,98 €
1.2. Custos Indiretos						
Projeto e Fiscalização	38 181,71 €	38 181,71 €	38 181,71 €	38 181,71 €	38 181,71 €	38 181,71 €
Despesas de Empreitada						
Provisões para Imprevistos	59 563,46 €	59 563,46 €	59 563,46 €	59 563,46 €	59 563,46 €	59 563,46 €
Total	97 745,17 €	97 745,17 €	97 745,17 €	97 745,17 €	97 745,17 €	97 745,17 €
2. Capital Circulante						
3. Investimento Mensal	285 039,75 €	285 039,75 €	128 664,16 €	128 664,16 €	128 664,16 €	128 664,16 €
4. Investimento Acumulado	10 023 364,31 €	10 308 404,06 €	10 437 068,22 €	10 565 732,38 €	10 694 396,53 €	10 823 060,69 €
5. Capital Próprio						
6. Capital Alheio	285 039,75 €	285 039,75 €	128 664,16 €	128 664,16 €	128 664,16 €	128 664,16 €
7. Capital Alheio Acumulado	6 140 769,13 €	6 425 808,88 €	6 554 473,04 €	6 683 137,20 €	6 811 801,35 €	6 940 465,51 €
8. Juros Intercalares	32 793,67 €	34 315,87 €	35 002,98 €	35 690,09 €	36 377,20 €	37 064,30 €
9. Juros Intercalares Acumulados	156 523,50 €	190 839,37 €	225 842,35 €	261 532,44 €	297 909,63 €	334 973,94 €
10. Investimento Total com Juros	10 179 887,81 €	10 499 243,44 €	10 662 910,57 €	10 827 264,82 €	10 992 306,17 €	11 158 034,63 €

Tabela 103 - Continuação da Tabela anterior

2017						
	Julho	Agosto	Setembro	Outubro	Novembro	Dezembro
1. Custos Fixos						
1.1. Custos Diretos						
Equipamento Base						
Montagem						
Conduitas						
Utilidades						
Instrumentação e Controlo						
Edifícios						
Terrenos e Preparação de Terrenos	1 133,16 €	1 133,16 €	1 133,16 €	1 133,16 €	1 133,16 €	1 133,16 €
Instalação Elétrica						
Isolamentos Térmicos						
Total	1 133,16 €	1 133,16 €	1 133,16 €	1 133,16 €	1 133,16 €	1 133,16 €
1.2. Custos Indiretos						
Projeto e Fiscalização	38 181,71 €	38 181,71 €	38 181,71 €	38 181,71 €	38 181,71 €	38 181,71 €
Despesas de Empreitada						
Provisões para Imprevistos	59 563,46 €	59 563,46 €	59 563,46 €	59 563,46 €	59 563,46 €	59 563,46 €
Total	97 745,17 €	97 745,17 €	97 745,17 €	97 745,17 €	97 745,17 €	97 745,17 €
2. Capital Circulante			6 153 382,62 €	6 153 382,62 €	6 153 382,62 €	6 153 382,62 €
3. Investimento Mensal	98 878,33 €	98 878,33 €	6 252 260,95 €	6 252 260,95 €	6 252 260,95 €	6 252 260,95 €
4. Investimento Acumulado	10 921 939,02 €	11 020 817,35 €	17 273 078,30 €	23 525 339,24 €	29 777 600,19 €	36 029 861,14 €
5. Capital Próprio						
6. Capital Alheio	98 878,33 €	98 878,33 €	6 252 260,95 €	6 252 260,95 €	6 252 260,95 €	6 252 260,95 €
7. Capital Alheio Acumulado	7 039 343,84 €	7 138 222,17 €	13 390 483,11 €	19 642 744,06 €	25 895 005,01 €	32 147 265,96 €
8. Juros Intercalares	37 592,34 €	38 120,39 €	71 509,46 €	104 898,53 €	138 287,60 €	171 676,67 €
9. Juros Intercalares Acumulados	372 566,28 €	410 686,67 €	482 196,13 €	587 094,65 €	725 382,25 €	897 058,92 €
10. Investimento Total com Juros	11 294 505,30 €	11 431 504,02 €	17 755 274,42 €	24 112 433,90 €	30 502 982,44 €	36 926 920,06 €

Anexo XI

Caso de Estudo I

Tabela 104 – Tabela de Amortizações - Caso de Estudo I

Amortizações	Valor Inicial	2018	2019	2020	2021	2022
Edifícios	- €	- €	- €	- €	- €	- €
Equipamento Base	2 305 990,59 €	230 599,06 €	230 599,06 €	230 599,06 €	230 599,06 €	230 599,06 €
Projeto + Despesas de Empreitada	1 819 426,57 €	606 475,52 €	606 475,52 €	606 475,52 €	- €	- €
Total	4 125 417,16 €	837 074,58 €	837 074,58 €	837 074,58 €	230 599,06 €	230 599,06 €

Tabela 105 - Continuação da Tabela anterior

Amortizações	2023	2024	2025	2026	2027	Valor Residual
Edifícios	- €	- €	- €	- €	- €	- €
Equipamento Base	230 599,06 €	230 599,06 €	230 599,06 €	230 599,06 €	230 599,06 €	- €
Projeto + Despesas de Empreitada	- €	- €	- €	- €	- €	- €
Total	230 599,06 €	230 599,06 €	230 599,06 €	230 599,06 €	230 599,06 €	- €

Caso de Estudo II

Tabela 106 - Tabela de amortizações - Caso de Estudo II

Amortizações	Valor Inicial	2018	2019	2020	2021	2022
Edifícios	- €	- €	- €	- €	- €	- €
Equipamento Base	2 606 259,93 €	260 625,99 €	260 625,99 €	260 625,99 €	260 625,99 €	260 625,99 €
Projeto + Despesas de Empreitada	2 290 902,47 €	763 634,16 €	763 634,16 €	763 634,16 €	- €	- €
Total	4 897 162,40 €	1 024 260,15 €	1 024 260,15 €	1 024 260,15 €	260 625,99 €	260 625,99 €

Tabela 107 - Continuação da Tabela anterior

Amortizações	2023	2024	2025	2026	2027	Valor Residual
Edifícios	- €	- €	- €	- €	- €	- €
Equipamento Base	260 625,99 €	260 625,99 €	260 625,99 €	260 625,99 €	260 625,99 €	- €
Projeto + Despesas de Empreitada	- €	- €	- €	- €	- €	- €
Total	260 625,99 €	260 625,99 €	260 625,99 €	260 625,99 €	260 625,99 €	- €

Anexo XII

Tabela 108 - Tabela de Custo de Produção - Caso de Estudo I

	% Escolhida	2018	2019	2020	2021	2022
I. Custo de Fabrico						
1. Custos Diretos						
1.1. Matérias-Primas		49 572 628,33 €	49 572 628,33 €	49 572 628,33 €	49 572 628,33 €	49 572 628,33 €
1.2. Mão-de-obra de fabrico						
1.3. Mão-de-obra de controlo						
1.4. Utilidades e Serviços		3 531 938,71 €	3 531 938,71 €	3 531 938,71 €	3 531 938,71 €	3 531 938,71 €
1.5. Manutenção	4%	362 672,36 €	362 672,36 €	362 672,36 €	362 672,36 €	362 672,36 €
1.6. Patentes e Royalties	2%	1 092 923,76 €	1 092 923,76 €	1 092 923,76 €	1 081 036,84 €	1 081 036,84 €
1.7. Catalisadores e Solventes		994 694,93 €	994 694,93 €	994 694,93 €	994 694,93 €	994 694,93 €
1.8. Fornecimentos Diversos	15%	54 400,85 €	54 400,85 €	54 400,85 €	54 400,85 €	54 400,85 €
TOTAL DOS CUSTOS DIRETOS		54 516 335,19 €	54 516 335,19 €	54 516 335,19 €	54 516 335,19 €	54 516 335,19 €
2. Custos Indiretos						
2.1. Laboratório de Controlo	50%	181 336,18 €	181 336,18 €	181 336,18 €	181 336,18 €	181 336,18 €
2.2. Embalagem						
2.3. Despesas de Expedição						
2.4. Serviços Técnicos						
2.5. Serviços de Manutenção Geral						
2.6. Serviços de Compras						
2.7. Serviços de Segurança						
2.8. Encargos Sociais						
TOTAL DOS CUSTOS INDIRETOS		181 336,18 €	181 336,18 €	181 336,18 €	181 336,18 €	181 336,18 €
3. Custos Fixos						
3.1. Amortizações		837 074,58 €	837 074,58 €	837 074,58 €	230 599,06 €	230 599,06 €
3.2. Seguros	1%	90 668,09 €	90 668,09 €	90 668,09 €	90 668,09 €	90 668,09 €
3.3. Impostos Locais	2%	136 002,14 €	136 002,14 €	136 002,14 €	136 002,14 €	136 002,14 €
3.4. Rendas	0%	- €	- €	- €	- €	- €
Total		1 063 744,81 €	1 063 744,81 €	1 063 744,81 €	457 269,29 €	457 269,29 €
TOTAL DO CUSTO DE FABRICO		54 646 187,85 €	54 646 187,85 €	54 646 187,85 €	54 051 841,84 €	54 051 841,84 €

Tabela 109 - Continuação da Tabela anterior

II. Despesas Gerais						
1. Administração	0%	- €	- €	- €	- €	- €
2. Serviços de Marketing, Vendas e Distribuição	0%	- €	- €	- €	- €	- €
3. Investigação e Desenvolvimento	0%	- €	- €	- €	- €	- €
4. Encargos Financeiros		422 749,36 €	380 474,43 €	338 199,49 €	295 924,55 €	253 649,62 €
TOTAL DAS DESPESAS GERAIS		422 749,36 €	380 474,43 €	338 199,49 €	295 924,55 €	253 649,62 €
TOTAL DO CUSTO DE PRODUÇÃO		55 068 937,22 €	55 026 662,28 €	54 984 387,34 €	54 347 766,39 €	54 305 491,46 €
CUSTO POR TONELADA PROCESSADA		360,40 €	360,13 €	359,85 €	355,68 €	355,41 €
LUCRO (Receitas- Custo de Produção)		13 860 978,61 €	13 903 253,54 €	13 945 528,48 €	14 582 149,43 €	14 624 424,36 €

Tabela 110 - Continuação da Tabela anterior

	2023	2024	2025	2026	2027
I. Custo de Fabrico					
1. Custos Diretos					
1.1. Matérias-Primas	49 572 628,33 €	49 572 628,33 €	49 572 628,33 €	49 572 628,33 €	49 572 628,33 €
1.2. Mão-de-obra de fabrico					
1.3. Mão-de-obra de controlo					
1.4. Utilidades e Serviços	3 531 938,71 €	3 531 938,71 €	3 531 938,71 €	3 531 938,71 €	3 531 938,71 €
1.5. Manutenção	362 672,36 €	362 672,36 €	362 672,36 €	362 672,36 €	362 672,36 €
1.6. Patentes e Royalties	1 081 036,84 €	1 081 036,84 €	1 081 036,84 €	1 081 036,84 €	1 081 036,84 €
1.7. Catalisadores e Solventes	994 694,93 €	994 694,93 €	994 694,93 €	994 694,93 €	994 694,93 €
1.8. Fornecimentos Diversos	54 400,85 €	54 400,85 €	54 400,85 €	54 400,85 €	54 400,85 €
TOTAL DOS CUSTOS DIRETOS	54 516 335,19 €	54 516 335,19 €	54 516 335,19 €	54 516 335,19 €	54 516 335,19 €
2. Custos Indiretos					
2.1. Laboratório de Controlo	181 336,18 €	181 336,18 €	181 336,18 €	181 336,18 €	181 336,18 €
2.2. Embalagem					
2.3. Despesas de Expedição					
2.4. Serviços Técnicos					
2.5. Serviços de Manutenção Geral					
2.6. Serviços de Compras					
2.7. Serviços de Segurança					
2.8. Encargos Sociais					
TOTAL DOS CUSTOS INDIRETOS	181 336,18 €	181 336,18 €	181 336,18 €	181 336,18 €	181 336,18 €
3. Custos Fixos					
3.1. Amortizações	230 599,06 €	230 599,06 €	230 599,06 €	230 599,06 €	230 599,06 €
3.2. Seguros	90 668,09 €	90 668,09 €	90 668,09 €	90 668,09 €	90 668,09 €
3.3. Impostos Locais	136 002,14 €	136 002,14 €	136 002,14 €	136 002,14 €	136 002,14 €
3.4. Rendas	- €	- €	- €	- €	- €
Total	457 269,29 €	457 269,29 €	457 269,29 €	457 269,29 €	457 269,29 €
TOTAL DO CUSTO DE FABRICO	54 051 841,84 €	54 051 841,84 €	54 051 841,84 €	54 051 841,84 €	54 051 841,84 €

Tabela 111 - Continuação da Tabela anterior

II. Despesas Gerais					
1. Administração	- €	- €	- €	- €	- €
2. Serviços de Marketing, Vendas e Distribuição	- €	- €	- €	- €	- €
3. Investigação e Desenvolvimento	- €	- €	- €	- €	- €
4. Encargos Financeiros	211 374,68 €	169 099,74 €	126 824,81 €	84 549,87 €	42 274,94 €
TOTAL DAS DESPESAS GERAIS	211 374,68 €	169 099,74 €	126 824,81 €	84 549,87 €	42 274,94 €
TOTAL DO CUSTO DE PRODUÇÃO	54 263 216,52 €	54 220 941,59 €	54 178 666,65 €	54 136 391,71 €	54 094 116,78 €
CUSTO POR TONELADA PROCESSADA	355,13 €	354,85 €	354,58 €	354,30 €	354,02 €
LUCRO (Receitas- Custo de Produção)	14 666 699,30 €	14 708 974,24 €	14 751 249,17 €	14 793 524,11 €	14 835 799,05 €

Tabela 112 - Tabela de Custo de Produção – Caso de Estudo II

	% Escolhida	2018	2019	2020	2021	2022
I. Custo de Fabrico						
1. Custos Diretos						
1.1. Matérias-Primas	-	146 406 496,55 €	146 406 496,55 €	146 406 496,55 €	146 406 496,55 €	146 406 496,55 €
1.2. Mão-de-obra de fabrico	-					
1.3. Mão-de-obra de controlo						
1.4. Utilidades e Serviços	-	7 599 527,04 €	7 599 527,04 €	7 599 527,04 €	7 599 527,04 €	7 599 527,04 €
1.5. Manutenção	4%	456 653,23 €	456 653,23 €	456 653,23 €	456 653,23 €	456 653,23 €
1.6. Patentes e Royalties	2%	3 217 972,43 €	3 217 972,43 €	3 217 972,43 €	3 217 972,43 €	3 217 972,43 €
1.7. Catalisadores e Solventes	-	4 546 642,43 €	4 546 642,43 €	4 546 642,43 €	4 546 642,43 €	4 546 642,43 €
1.8. Fornecimentos Diversos	15%	68 497,98 €	68 497,98 €	68 497,98 €	68 497,98 €	68 497,98 €
TOTAL DOS CUSTOS DIRETOS		160 898 621,69 €	160 898 621,69 €	160 898 621,69 €	160 898 621,69 €	160 898 621,69 €
2. Custos Indiretos						
2.1. Laboratório de Controlo	60%	273 991,94 €	273 991,94 €	273 991,94 €	273 991,94 €	273 991,94 €
2.2. Embalagem						
2.3. Despesas de Expedição						
2.4. Serviços Técnicos						
2.5. Serviços de Manutenção Geral						
2.6. Serviços de Compras						
2.7. Serviços de Segurança						
2.8. Encargos Sociais						
TOTAL DOS CUSTOS INDIRETOS		273 991,94 €	273 991,94 €	273 991,94 €	273 991,94 €	273 991,94 €
3. Custos Fixos						
3.1. Amortizações	-	1 024 260,15 €	1 024 260,15 €	1 024 260,15 €	260 625,99 €	260 625,99 €
3.2. Seguros	1%	114 163,31 €	114 163,31 €	114 163,31 €	114 163,31 €	114 163,31 €
3.3. Impostos Locais	2%	171 244,96 €	171 244,96 €	171 244,96 €	171 244,96 €	171 244,96 €
3.4. Rendas	0%	- €	- €	- €	- €	- €
Total		1 309 668,42 €	1 309 668,42 €	1 309 668,42 €	546 034,26 €	546 034,26 €
TOTAL DO CUSTO DE FABRICO		162 482 282,04 €	162 482 282,04 €	162 482 282,04 €	161 718 647,88 €	161 718 647,88 €

Tabela 113 - Continuação da Tabela anterior

II. Despesas Gerais						
1. Administração	0%	- €	- €	- €	- €	- €
2. Serviços de Marketing, Vendas e Distribuição	0%	- €	- €	- €	- €	- €
3. Investigação e Desenvolvimento	0%	- €	- €	- €	- €	- €
4. Encargos Financeiros		810 728,50 €	729 655,65 €	648 582,80 €	567 509,95 €	486 437,10 €
TOTAL DAS DESPESAS GERAIS		810 728,50 €	729 655,65 €	648 582,80 €	567 509,95 €	486 437,10 €
TOTAL DO CUSTO DE PRODUÇÃO		163 293 010,54 €	163 211 937,69 €	163 130 864,84 €	162 286 157,83 €	162 205 084,98 €
CUSTO POR TONELADA PRODUZIDA		366,44 €	366,25 €	366,07 €	364,18 €	364,00 €
LUCRO POR TONELADA PRODUZIDA		38 214 491,26 €	38 295 564,11 €	38 376 636,96 €	39 221 343,97 €	39 302 416,82 €

Tabela 114 - Continuação da Tabela anterior

	2023	2024	2025	2026	2027
I. Custo de Fabrico					
1. Custos Diretos					
1.1. Matérias-Primas	146 406 496,55 €	146 406 496,55 €	146 406 496,55 €	146 406 496,55 €	146 406 496,55 €
1.2. Mão-de-obra de fabrico					
1.3. Mão-de-obra de controlo					
1.4. Utilidades e Serviços	7 599 527,04 €	7 599 527,04 €	7 599 527,04 €	7 599 527,04 €	7 599 527,04 €
1.5. Manutenção	456 653,23 €	456 653,23 €	456 653,23 €	456 653,23 €	456 653,23 €
1.6. Patentes e Royalties	3 217 972,43 €	3 217 972,43 €	3 217 972,43 €	3 217 972,43 €	3 217 972,43 €
1.7. Catalisadores e Solventes	4 546 642,43 €	4 546 642,43 €	4 546 642,43 €	4 546 642,43 €	4 546 642,43 €
1.8. Fornecimentos Diversos	68 497,98 €	68 497,98 €	68 497,98 €	68 497,98 €	68 497,98 €
TOTAL DOS CUSTOS DIRETOS	160 898 621,69 €	160 898 621,69 €	160 898 621,69 €	160 898 621,69 €	160 898 621,69 €
2. Custos Indiretos					
2.1. Laboratório de Controlo	273 991,94 €	273 991,94 €	273 991,94 €	273 991,94 €	273 991,94 €
2.2. Embalagem					
2.3. Despesas de Expedição					
2.4. Serviços Técnicos					
2.5. Serviços de Manutenção Geral					
2.6. Serviços de Compras					
2.7. Serviços de Segurança					
2.8. Encargos Sociais					
TOTAL DOS CUSTOS INDIRETOS	273 991,94 €	273 991,94 €	273 991,94 €	273 991,94 €	273 991,94 €
3. Custos Fixos					
3.1. Amortizações	260 625,99 €	260 625,99 €	260 625,99 €	260 625,99 €	260 625,99 €
3.2. Seguros	114 163,31 €	114 163,31 €	114 163,31 €	114 163,31 €	114 163,31 €
3.3. Impostos Locais	171 244,96 €	171 244,96 €	171 244,96 €	171 244,96 €	171 244,96 €
3.4. Rendas	- €	- €	- €	- €	- €
Total	546 034,26 €	546 034,26 €	546 034,26 €	546 034,26 €	546 034,26 €
TOTAL DO CUSTO DE FABRICO	161 718 647,88 €	161 718 647,88 €	161 718 647,88 €	161 718 647,88 €	161 718 647,88 €

Tabela 115 - Continuação da Tabela anterior

II. Despesas Gerais					
1. Administração	- €	- €	- €	- €	- €
2. Serviços de Marketing, Vendas e Distribuição	- €	- €	- €	- €	- €
3. Investigação e Desenvolvimento	- €	- €	- €	- €	- €
4. Encargos Financeiros	405 364,25 €	324 291,40 €	243 218,55 €	162 145,70 €	81 072,85 €
TOTAL DAS DESPESAS GERAIS	405 364,25 €	324 291,40 €	243 218,55 €	162 145,70 €	81 072,85 €
TOTAL DO CUSTO DE PRODUÇÃO	162 124 012,13 €	162 042 939,28 €	161 961 866,43 €	161 880 793,58 €	161 799 720,73 €
CUSTO POR TONELADA PRODUZIDA	363,81 €	363,63 €	363,45 €	363,27 €	363,09 €
LUCRO POR TONELADA PRODUZIDA	39 383 489,67 €	39 464 562,52 €	39 545 635,37 €	39 626 708,21 €	39 707 781,06 €

Anexo XIII

Caso de Estudo I

Tabela 116 - Conta de Exploração - Caso de Estudo I

CONTA DE EXPLORAÇÃO					
Anos	2018	2019	2020	2021	2022
1. Proveitos e Ganhos Operacionais					
1.1. Vendas	68 929 915,82 €	68 929 915,82 €	68 929 915,82 €	68 929 915,82 €	68 929 915,82 €
1.2. Outros proveitos Operacionais					
Total	68 929 915,82 €	68 929 915,82 €	68 929 915,82 €	68 929 915,82 €	68 929 915,82 €
2. Custos e Perdas Operacionais					
2.1. Custo das matérias consumidas	49 572 628,33 €	49 572 628,33 €	49 572 628,33 €	49 572 628,33 €	49 572 628,33 €
2.2. Catalisadores, Adsorventes e Químicos	994 694,93 €	994 694,93 €	994 694,93 €	994 694,93 €	994 694,93 €
2.3. Fornecimento de Serviços de terceiros	420,47 €	420,47 €	420,47 €	420,47 €	420,47 €
2.4. Impostos (1% If)	90 668,09 €	90 668,09 €	90 668,09 €	90 668,09 €	90 668,09 €
2.5. Patentes e Royalties	1 092 923,76 €	1 092 923,76 €	1 092 923,76 €	1 092 923,76 €	1 092 923,76 €
2.6. Custo com Pessoal					
2.7. Seguros	90 668,09 €	90 668,09 €	90 668,09 €	90 668,09 €	90 668,09 €
2.8. Fornecimentos Diversos	54 400,85 €	54 400,85 €	54 400,85 €	54 400,85 €	54 400,85 €
2.9. Amortizações sobre o Imobilizado	837 074,58 €	837 074,58 €	837 074,58 €	230 599,06 €	230 599,06 €
2.10. Outros custos operacionais	- €	- €	- €	- €	- €
Total	52 733 479,10 €	52 733 479,10 €	52 733 479,10 €	52 127 003,58 €	52 127 003,58 €
3. Resultados Operacionais	16 196 436,72 €	16 196 436,72 €	16 196 436,72 €	16 802 912,25 €	16 802 912,25 €
4. Proveitos e Ganhos Jurídicos					
4.1. Proveitos Financeiros (Juros obtidos)	- €	- €	- €	- €	- €
Total	- €	- €	- €	- €	- €
5. Custos e Perdas Financeiras					
5.1. Custos Financeiros (Juros suportados)	422 749,36 €	380 474,43 €	338 199,49 €	295 924,55 €	253 649,62 €
Total	422 749,36 €	380 474,43 €	338 199,49 €	295 924,55 €	253 649,62 €

Tabela 117 - Continuação da Tabela anterior

6. Resultados Financeiros	422 749,36 €	380 474,43 €	338 199,49 €	295 924,55 €	253 649,62 €
7. Resultados Extraordinários					
8. RAI = 3+ 6 + 7	15 773 687,36 €	15 815 962,30 €	15 858 237,23 €	16 506 987,69 €	16 549 262,63 €
9. Imposto sobre lucro (IRC) (25%)	3 943 421,84 €	3 953 990,57 €	3 964 559,31 €	4 126 746,92 €	4 137 315,66 €
10. Resultado Líquido = 8-9	11 830 265,52 €	11 861 971,72 €	11 893 677,92 €	12 380 240,77 €	12 411 946,97 €

Tabela 118 - Continuação da Tabela anterior

Anos	2023	2024	2025	2026	2027
1. Proveitos e Ganhos Operacionais					
1.1. Vendas	68 929 915,82 €	68 929 915,82 €	68 929 915,82 €	68 929 915,82 €	68 929 915,82 €
1.2. Outros proveitos Operacionais					
Total	68 929 915,82 €	68 929 915,82 €	68 929 915,82 €	68 929 915,82 €	68 929 915,82 €
2. Custos e Perdas Operacionais					
2.1. Custo das matérias consumidas	49 572 628,33 €	49 572 628,33 €	49 572 628,33 €	49 572 628,33 €	49 572 628,33 €
2.2. Catalisadores, Adsorventes e Químicos	994 694,93 €	994 694,93 €	994 694,93 €	994 694,93 €	994 694,93 €
2.3. Fornecimento de Serviços de terceiros	420,47 €	420,47 €	420,47 €	420,47 €	420,47 €
2.4. Impostos (1% If)	90 668,09 €	90 668,09 €	90 668,09 €	90 668,09 €	90 668,09 €
2.5. Patentes e Royalties	1 092 923,76 €	1 092 923,76 €	1 092 923,76 €	1 092 923,76 €	1 092 923,76 €
2.6. Custo com Pessoal					
2.7. Seguros	90 668,09 €	90 668,09 €	90 668,09 €	90 668,09 €	90 668,09 €
2.8. Fornecimentos Diversos	54 400,85 €	54 400,85 €	54 400,85 €	54 400,85 €	54 400,85 €
2.9. Amortizações sobre o Imobilizado	230 599,06 €	230 599,06 €	230 599,06 €	230 599,06 €	230 599,06 €
2.10. Outros custos operacionais	- €	- €	- €	- €	- €
Total	52 127 003,58 €	52 127 003,58 €	52 127 003,58 €	52 127 003,58 €	52 127 003,58 €
3. Resultados Operacionais	16 802 912,25 €	16 802 912,25 €	16 802 912,25 €	16 802 912,25 €	16 802 912,25 €
4. Proveitos e Ganhos Jurídicos					
4.1. Proveitos Financeiros (Juros obtidos)	- €	- €	- €	- €	- €
Total	- €	- €	- €	- €	- €
5. Custos e Perdas Financeiras					
5.1. Custos Financeiros (Juros suportados)	211 374,68 €	169 099,74 €	126 824,81 €	84 549,87 €	42 274,94 €
Total	211 374,68 €	169 099,74 €	126 824,81 €	84 549,87 €	42 274,94 €
6. Resultados Financeiros	211 374,68 €	169 099,74 €	126 824,81 €	84 549,87 €	42 274,94 €
7. Resultados Extraordinários					
8. RAI = 3+ 6 + 7	16 591 537,57 €	16 633 812,50 €	16 676 087,44 €	16 718 362,37 €	16 760 637,31 €
9. Imposto sobre lucro (IRC) (25%)	4 147 884,39 €	4 158 453,13 €	4 169 021,86 €	4 179 590,59 €	4 190 159,33 €
10. Resultado Líquido = 8-9	12 443 653,17 €	12 475 359,38 €	12 507 065,58 €	12 538 771,78 €	12 570 477,98 €

Tabela 119 - Conta de Exploração - Caso de Estudo II

Anos	2018	2019	2020	2021	2022
1. Proveitos e Ganhos Operacionais					
1.1. Vendas	201 507 501,80 €	201 507 501,80 €	201 507 501,80 €	201 507 501,80 €	201 507 501,80 €
1.2. Outros proveitos Operacionais	- €	- €	- €	- €	- €
Total	201 507 501,80 €	201 507 501,80 €	201 507 501,80 €	201 507 501,80 €	201 507 501,80 €
2. Custos e Perdas Operacionais					
2.1. Custo das matérias consumidas	146 406 496,55 €	146 406 496,55 €	146 406 496,55 €	146 406 496,55 €	146 406 496,55 €
2.2. Catalisadores, Adsorventes e Aditivos	4 546 642,43 €	4 546 642,43 €	4 546 642,43 €	4 546 642,43 €	4 546 642,43 €
2.3. Fornecimento de Serviços de terceiros	904,71 €	904,71 €	904,71 €	904,71 €	904,71 €
2.4. Impostos (1% If)	114 163,31 €	114 163,31 €	114 163,31 €	114 163,31 €	114 163,31 €
2.5. Patentes e Royalties	3 217 972,43 €	3 217 972,43 €	3 217 972,43 €	3 217 972,43 €	3 217 972,43 €
2.6. Custo com Pessoal	- €	- €	- €	- €	- €
2.7. Seguros	114 163,31 €	114 163,31 €	114 163,31 €	114 163,31 €	114 163,31 €
2.8. Fornecimentos Diversos	68 497,98 €	68 497,98 €	68 497,98 €	68 497,98 €	68 497,98 €
2.9. Amortizações sobre o Imobilizado	1 024 260,15 €	1 024 260,15 €	1 024 260,15 €	260 625,99 €	260 625,99 €
2.10. Outros custos operacionais	- €	- €	- €	- €	- €
Total	155 493 100,87 €	155 493 100,87 €	155 493 100,87 €	154 729 466,71 €	154 729 466,71 €
3. Resultados Operacionais	46 014 400,93 €	46 014 400,93 €	46 014 400,93 €	46 778 035,09 €	46 778 035,09 €
4. Proveitos e Ganhos Jurídicos					
4.1. Proveitos Financeiros (Juros obtidos)	- €	- €	- €	- €	- €
Total	- €	- €	- €	- €	- €
5. Custos e Perdas Financeiras					
5.1. Custos Financeiros (Juros suportados)	810 728,50 €	729 655,65 €	648 582,80 €	567 509,95 €	486 437,10 €
Total	810 728,50 €	729 655,65 €	648 582,80 €	567 509,95 €	486 437,10 €
6. Resultados Financeiros	810 728,50 €	729 655,65 €	648 582,80 €	567 509,95 €	486 437,10 €
7. Resultados Extraordinários					
8. RAI = 3+ 6 + 7	45 203 672,43 €	45 284 745,28 €	45 365 818,13 €	46 210 525,14 €	46 291 597,99 €
9. Imposto sobre lucro (IRC) (25%)	11 300 918,11 €	11 321 186,32 €	11 341 454,53 €	11 552 631,28 €	11 572 899,50 €
10. Resultado Líquido = 8-9	33 902 754,32 €	33 963 558,96 €	34 024 363,60 €	34 657 893,85 €	34 718 698,49 €

Tabela 120 - Continuação da Tabela anterior

Anos	2023	2024	2025	2026	2027
1. Proveitos e Ganhos Operacionais					
1.1. Vendas	201 507 501,80 €	201 507 501,80 €	201 507 501,80 €	201 507 501,80 €	201 507 501,80 €
1.2. Outros proveitos Operacionais	- €	- €	- €	- €	- €
Total	201 507 501,80 €	201 507 501,80 €	201 507 501,80 €	201 507 501,80 €	201 507 501,80 €
2. Custos e Perdas Operacionais					
2.1. Custo das matérias consumidas	146 406 496,55 €	146 406 496,55 €	146 406 496,55 €	146 406 496,55 €	146 406 496,55 €
2.2. Catalisadores, Adsorventes e Aditivos	4 546 642,43 €	4 546 642,43 €	4 546 642,43 €	4 546 642,43 €	4 546 642,43 €
2.3. Fornecimento de Serviços de terceiros	904,71 €	904,71 €	904,71 €	904,71 €	904,71 €
2.4. Impostos (1% If)	114 163,31 €	114 163,31 €	114 163,31 €	114 163,31 €	114 163,31 €
2.5. Patentes e Royalties	3 217 972,43 €	3 217 972,43 €	3 217 972,43 €	3 217 972,43 €	3 217 972,43 €
2.6. Custo com Pessoal	- €	- €	- €	- €	- €
2.7. Seguros	114 163,31 €	114 163,31 €	114 163,31 €	114 163,31 €	114 163,31 €
2.8. Fornecimentos Diversos	68 497,98 €	68 497,98 €	68 497,98 €	68 497,98 €	68 497,98 €
2.9. Amortizações sobre o Imobilizado	260 625,99 €	260 625,99 €	260 625,99 €	260 625,99 €	260 625,99 €
2.10. Outros custos operacionais	- €	- €	- €	- €	- €
Total	154 729 466,71 €	154 729 466,71 €	154 729 466,71 €	154 729 466,71 €	154 729 466,71 €
3. Resultados Operacionais	46 778 035,09 €	46 778 035,09 €	46 778 035,09 €	46 778 035,09 €	46 778 035,09 €
4. Proveitos e Ganhos Jurídicos					
4.1. Proveitos Financeiros (Juros obtidos)	- €	- €	- €	- €	- €
Total	- €	- €	- €	- €	- €
5. Custos e Perdas Financeiras					
5.1. Custos Financeiros (Juros suportados)	405 364,25 €	324 291,40 €	243 218,55 €	162 145,70 €	81 072,85 €
Total	405 364,25 €	324 291,40 €	243 218,55 €	162 145,70 €	81 072,85 €
6. Resultados Financeiros	405 364,25 €	324 291,40 €	243 218,55 €	162 145,70 €	81 072,85 €
7. Resultados Extraordinários					
8. RAI = 3+ 6 + 7	46 372 670,84 €	46 453 743,69 €	46 534 816,54 €	46 615 889,39 €	46 696 962,24 €
9. Imposto sobre lucro (IRC) (25%)	11 593 167,71 €	11 613 435,92 €	11 633 704,13 €	11 653 972,35 €	11 674 240,56 €
10. Resultado Líquido = 8-9	34 779 503,13 €	34 840 307,77 €	34 901 112,40 €	34 961 917,04 €	35 022 721,68 €

Anexo XIV

- Flowsheet de ambos os projetos nas folhas A₀ que se encontram no fim do relatório.